

**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ УКРАИНЫ
НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
«ХАРЬКОВСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ»**

РАСЧЕТ АБСОРБЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

методические указания
к выполнению расчетной работы
по дисциплине:

«Оборудование и основы проектирования экологически
безопасных технологий с использованием САПР»

Харьков 2017

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ УКРАИНЫ

**НАЦИОНАЛЬНЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ
«ХАРЬКОВСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ ИНСТИТУТ»**

МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ

к выполнению расчетной работы
«Расчет абсорбционной установки»

по дисциплине:

«Оборудование и основы проектирования экологически безопасных
технологий с использованием САПР» для студентов специальности
101 Экология, специализация
101.01 Инженерная экология

Утверждено
редакционно-издательским
советом университета,
протокол № 1
от 30. 01. 2018 г.

**Харьков
НТУ «ХПИ»
2017**

Методические указания к выполнению расчетной работы «Расчет абсорбционной установки» по дисциплине: «Оборудование и основы проектирования экологически безопасных технологий с использованием САПР» для студентов специальности 101 Экология, специализация 101.01 Инженерная экология / сост. Цейтлин М.А., Райко В.Ф., Шестопалов А.В. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2017 – 55 с.

Рецензент В.Ф. Моисеев

Кафедра химической техники и промышленной экологии

ОСНОВНЫЕ УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ:

G – расход газа, кг/с;

L – расход поглотителя, кг/с;

\bar{x}, \bar{X} – концентрация поглощаемого компонента в жидкости соответственно в массовых долях и относительных массовых концентрациях;

x, X – концентрация поглощаемого компонента в жидкости соответственно в мольных долях и относительных мольных концентрациях;

\bar{y}, \bar{Y} – концентрация извлекаемого компонента в газовой фазе соответственно в массовых долях и относительных массовых концентрациях;

y, Y – концентрация извлекаемого компонента в газовой фазе соответственно в мольных долях и относительных мольных концентрациях;

ε – степень извлечения компонента из газовой фазы;

E – коэффициент Генри;

H_0 – коэффициент распределения;

P, p – давление, Па;

f – удельная поверхность насадки, м²/м³;

D – коэффициент диффузии, м²/с;

D, d – диаметр, м;

F – площадь поверхности массопередачи, м²;

S – площадь сечения колонны, м²;

g – ускорение свободного падения, м/с²;

H, h – высота, м;

K – коэффициент массопередачи, кг/(м²·с·ед.дв.силы);

M – Массовый расход вещества, кг/с; мольная масса, кг/кмоль;

T, t – температура, °C;

U – плотность орошения, м³/(м²·с);

ω – скорость газа, м/с;

β – коэффициент массоотдачи;

V_c – свободный объем, м³/м³;

ρ – плотность, кг/м³;

μ – динамический коэффициент вязкости, Па·с;

σ – поверхностное натяжение, Н/м;

λ – коэффициент трения;

ξ – коэффициент местного сопротивления;

ψ – коэффициент смачиваемости;

l – удельный расход поглотителя, кг/кг;

Re – критерий Рейнольдса;

Nu – диффузионный критерий Нуссельта;

Pr – диффузионный критерий Прандтля;

Ar – критерий Архимеда.

Индексы:

n – начальный параметр;

k – конечный параметр;

ж, x – жидкая фаза;

г, у – газовая фаза;

ср – среднее значение;

и.г. – инертный газ;

k – поглощаемый компонент;

*** – равновесный состав.

ВВЕДЕНИЕ

Абсорбция весьма широко применяется в химической и смежных отраслях промышленности. При этом преследуются две главные цели: извлечение ценных (целевых) компонентов из газовой смеси; очистка газовых смесей от примесей перед их использованием в технологических процессах или перед выбросом в атмосферу.

Некоторые конкретные области применения процессов абсорбции:

- получение готовых продуктов в виде насыщенных абсорбентов. Это, например, абсорбция хлороводорода водой с получением соляной кислоты;
- разделение газовых смесей при помощи селективных поглотителей. Например, извлечение бензола из коксовых газов, ацетилена – из газов крекинга;
- очистка газов от нежелательных примесей. Например, очистка нефтяных и коксовых газов от сероводорода.
- обезвреживание производственных газовых выбросов. Сюда относятся очистка топочных газов от сернистого ангидрида, улавливание хлора и т.д.

Абсорбционная очистка – непрерывный и, как правило, циклический процесс, так как поглощение примесей обычно сопровождается регенерацией поглотительного раствора и его возвращением в начало цикла. Ее применение обусловлено высокой интенсивностью абсорбционных процессов, позволяющей создавать высокопроизводительные установки, возможностью применения для очистки газов, содержащих пыль и, наконец, наличием огромного опыта эксплуатации абсорбционного оборудования в различных технологических процессах и в первую очередь в химической технологии.

Методические указания к выполнению расчетной работы «Расчет абсорбционной установки» подготовлен с целью совершенствования методического обеспечения учебного процесса и повышения качества подготовки магистров по специальности 101 «Экология», специализация 101.01 «Инженерная экология»

В методических указаниях рассматривается широкий круг вопросов, касающихся теории и практики расчета абсорбционных аппаратов, предназначенных для поглощения различных газов, как в процессах химической технологии, так и в системах очистки сбросных газов от токсичных компонентов. Подробно рассмотрен пример расчета абсорбера с насадкой из колец Рашига, а также приведены варианты исходных данных для выполнения расчетной работы.

1 МЕТОДИКА РАСЧЕТА АБСОРБЦИОННОГО АППАРАТА

1.1 Общие сведения

Абсорбцией называется процесс избирательного поглощения компонентов из газовой или паровой смеси жидким поглотителем (абсорбентом), в котором данный компонент растворим.

Различают физическую абсорбцию и хемосорбцию. При физической абсорбции растворение газа (пара) не сопровождается изменением его химической природы. Абсорбция протекает до тех пор, пока парциальное давление поглощаемого компонента в газовой (паровой) фазе остается выше равновесного давления над раствором. При хемосорбции (абсорбции, сопровождаемой химической реакцией) поглощаемый компонент вступает в химическую реакцию с поглотителем и образует химическое соединение. Абсорбируемые компоненты газовой смеси условимся называть абсорбтивом, а неабсорбируемые – инертном.

Протекание абсорбционных процессов характеризуется статикой и кинетикой. Статика абсорбции, т.е. равновесие между жидкой и газовой фазами, определяет состояние, которое устанавливается при весьма продолжительном соприкосновении фаз. Кинетика (скорость) абсорбции определяется движущей силой процесса, т.е. степенью отклонения системы от состояния равновесия, свойствами поглотителя, компонента и инертного газа, а также способом соприкосновения фаз.

Для проведения процесса абсорбции применяют абсорбционные установки, основным элементом которых являются абсорбционные аппараты. Абсорбционные аппараты классифицируются по технологическому назначению, давлению и виду внутреннего устройства, обеспечивающего контакт газа (пара) и жидкости. По технологическому назначению абсорбционные аппараты подразделяются на аппараты установок осушки, очистки газа, газораспределения и т. д. В зависимости от внутреннего устройства различают тарельчатые, насадочные, распылительные, роторные (механические), поверхностные и каскадные абсорберы. Наиболее широко распространены тарельчатые и насадочные аппараты. В зависимости от применяемого давления аппараты подразделяются на вакуумные, атмосферные и работающие под давлением выше атмосферного.

При выборе типа аппарата следует учитывать технологические требования к процессу и его экономические показатели. Плёночные аппараты (к которым относятся также абсорберы с регулярной насадкой) незаменимы при про-

ведении процесса в условиях разрежения, поскольку их гидравлическое сопротивление самое низкое. Пленочные и насадочные колонны предпочтительнее также для обработки коррозионных сред и пенящихся жидкостей.

Тарельчатые колонны удобны для крупнотоннажных производств, при относительно малых расходах жидкости, недостаточных для равномерного смачивания насадки, а также для процессов, сопровождающихся колебаниями температуры, так как периодическое расширение и сжатие корпуса может разрушить хрупкую насадку. На тарелках проще установить змеевики для подвода и отвода теплоты. Тарельчатые колонны применяются также при обработке потоков с твердыми примесями или при выделении твердого осадка.

1.2 Схема расчета абсорбера

Целью расчета абсорберов является определение расхода поглотителя, температуры процесса и количества отводимой теплоты, выбор скорости газа, насадки (для насадочных колонн) и типа тарелок (для тарельчатых колонн), размеров и гидравлического сопротивления аппаратов.

Схема расчета насадочных и тарельчатых аппаратов для проведения процесса физической абсорбции, не осложненной промежуточным отбором или рециркуляцией жидкости, показана на рис. 1.1.

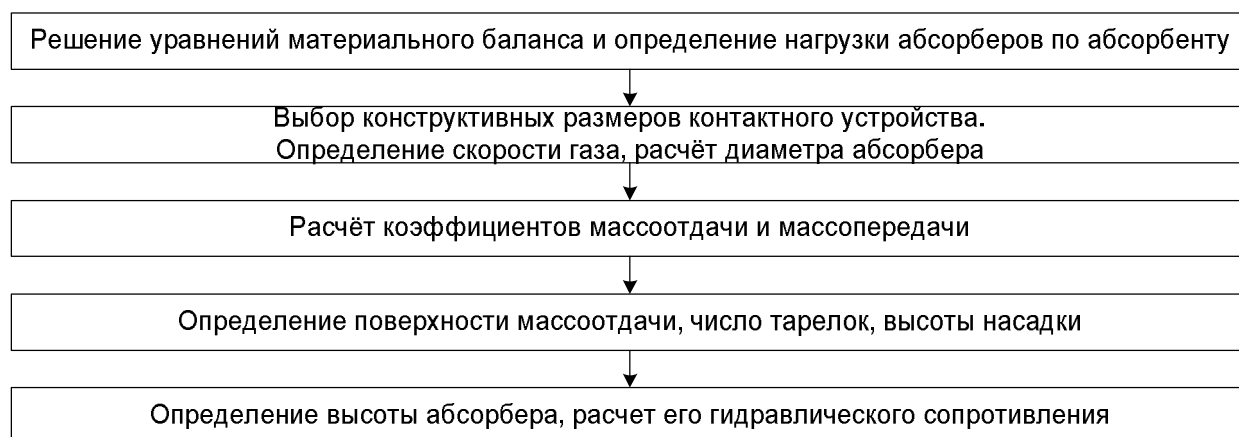


Рис. 1.1. Схема расчета абсорбционных аппаратов.

1.3 Расчет материального и теплового баланса

1.3.1. Материальный баланс

Состав фаз. Концентрация поглощаемого при абсорбции компонента может быть выражена в различных единицах (мольные или массовые доли, относительные мольные или массовые концентрации и др.). Если объемная доля поглощаемого компонента (абсорбтива) в газовой фазе (y) выражена в процентах, то пересчет этой концентрации в выбранные для расчета единицы выполняется следующим образом.

Пересчет объемной доли y в (кмоль абсорбтива)/(кмоль инерта) – Y (отн. Мольная конц.)

$$Y = \frac{y}{100 - y} \quad (1.1)$$

или объемной доли – y в (кг абсорбтива)/(кг инерта) – \bar{Y} (отн. Массовая конц.)

$$\bar{Y} = \frac{M_k}{M_{u.z.}} \frac{y}{(100 - y)}. \quad (1.2)$$

При заданной начальной концентрации поглощаемого компонента в газовой фазе \bar{Y}_n и степени извлечения ε конечная концентрация поглощаемого компонента в газовой фазе \bar{Y}_k определяется как:

$$\bar{Y}_k = \bar{Y}_n (1 - \varepsilon). \quad (1.3)$$

Аналогично для жидкой фазы пересчет мольной доли x в (кмоль абсорбтива)/кмоль абсорбента)

$$X = \frac{x}{100 - x} \quad (1.4)$$

Или мольной доли в (кг/абсорбтива)/(кг инерта)

$$\bar{X} = \frac{M_k}{M_{аб}} \cdot \frac{x}{(100 - x)} \quad (1.5)$$

Конечную концентрацию поглощаемого компонента x_k в жидкости, выходящей из колонны при известной степени насыщения η раствора, находят по формуле:

$$x_k = \eta \cdot x^*, \quad (1.6)$$

где x^* – равновесная концентрация поглощаемого компонента, которая определяется расчётным путём или находится по справочным данным; η – степень насыщения раствора.

Концентрация компонента в газовой фазе может быть выражена через его парциальное давление.

Мольная (объёмная) доля любого компонента смеси идеальных газов:

$$y = p_A / P \quad (1.7)$$

где p_A — парциальное давление поглощаемого компонента A в газовой фазе; P — общее давление смеси газов или паров.

Согласно закону Генри, равновесное парциальное давление p^* компонента газовой фазы пропорционально его содержанию в растворе:

$$p^* = E \cdot x. \quad (1.8)$$

Значения коэффициента Генри E для водных растворов приведены в [1; 2].

Подставив в уравнение (1.7) значение p^* из уравнения (1.8), получим:

$$y^* = H_0 \cdot x, \quad (1.9)$$

где H_0 – коэффициент распределения, который рассчитывается по формуле:

$$H_0 = \frac{E}{P}. \quad (1.10)$$

Выражая y^* в относительных мольных концентрациях, получим:

$$Y^* = \frac{H_0 \cdot X}{1 + X(1 - H_0)} \frac{\text{кмоль поглощаемого компонента}}{\text{кмоль инертного газа}} \quad (1.11)$$

или в относительных массовых концентрациях

$$\bar{Y}^* = \frac{H_0 \cdot X}{1 + X(1 - H_0)} \frac{M_k}{M_{u,z}} \frac{\text{кг поглощаемого компонента}}{\text{кг инертного газа}}. \quad (1.12)$$

Равновесное содержание \bar{Y}^* поглощаемого компонента в газовой фазе определяется как:

$$\bar{Y}^* = \frac{M_k}{M_{u,z}} \frac{p^*}{P - p^*} \frac{\text{кг поглощаемого компонента}}{\text{кг инертного газа}}. \quad (1.13)$$

Равновесная концентрация X^* может быть рассчитана по формуле (1.10). Предполагая, что концентрация жидкости на выходе из абсорбера достигнет значения X_k^* при взаимодействии с газовой фазой, содержащей Y_n ,

$$X_k^* = \frac{Y_n}{H_0 - Y_n(1 - H_0)} \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль поглотителя}}. \quad (1.14)$$

После определения состава фаз рассчитываем количество вещества, переходящего из газовой фазы в жидкую из уравнения материального баланса:

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) = L(\bar{X}_k - \bar{X}_n). \quad (1.15)$$

Общий расход поглотителя:

$$L = G \frac{(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k)}{(\bar{X}_k - \bar{X}_n)}. \quad (1.16)$$

Удельный расход поглотителя:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k)}{(\bar{X}_k - \bar{X}_n)}. \quad (\text{кг/кг}) \quad (1.17)$$

1.3.2. Тепловой баланс

При растворении газа в жидкости выделяется большое количество теплоты. При отсутствии отвода теплоты температура повышается, что ведет к возрастанию равновесного парциального давления компонента, изменению положения линии равновесия, уменьшению движущей силы процесса, ухудшению условий абсорбции.

Практически процесс абсорбции проводится с интенсивным отводом теплоты, чтобы температура раствора в аппарате повышалась незначительно.

Количество теплоты Q (кВт), выделяющейся при абсорбции, равно:

$$Q = M \cdot \Phi = \Phi \cdot L(\bar{X}_K - \bar{X}_M), \quad (1.18)$$

где Φ – дифференциальная теплота растворения, Дж/кг.

Если абсорбция ведется без отвода теплоты, можно считать, что вся выделяемая теплота идет на нагревание жидкости:

$$Q = L \cdot c(t_2 - t_1), \quad (1.19)$$

где c – удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К); t_1, t_2 – температура жидкости на входе в абсорбер и на выходе из него, °С.

Приравняв правые части уравнений (1.18) и (1.19), получим уравнение теплового баланса абсорбера, работающего без отвода теплоты:

$$\Phi(\bar{X}_K - \bar{X}_M) = c \cdot (t_2 - t_1). \quad (1.20)$$

Из этого уравнения находим температуру жидкости на выходе из абсорбера:

$$t_2 = t_1 + \frac{\Phi}{c}(\bar{X}_K - \bar{X}_M), \quad (1.21)$$

где Φ – дифференциальная теплота растворения, Дж/кг; c – удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг·К).

Дифференциальные теплоты растворения некоторых газов в воде при 20 °С приведены в табл. 1.1.

Таблица 1.1

Дифференциальные теплоты растворения некоторых газов в воде

Вещество	Теплота растворения, кДж/кмоль	Вещество	Теплота растворения, кДж/кмоль
Аммиак	35322	Хлор	20531
Диоксид углерода	24637	Пары этилового спирта	47150
Диоксид серы	31425		
Сероводород	19106	Пары ацетона	30449

Примечание. Дифференциальные теплоты растворения некоторых газов в различных поглотителях приведены в [2].

1.4 Предварительные графические построения и расчеты

1.4.1 Построение рабочей линии, кривой равновесия теоретических тарелок

Для определения числа теоретических тарелок¹ необходимо в системе координат $\bar{Y} - \bar{X}$ построить рабочую линию и линию равновесия.

По начальным и конечным концентрациям поглощаемого газа и поглотителя строим рабочую линию, т. е. прямую AB , которая проходит через точки $A(\bar{Y}_H - \bar{X}_K)$ и $B(\bar{Y}_K - \bar{X}_H)$ (рис. 1.2). Она расположена выше линии равновесия, так как при абсорбции содержание компонента в газовой фазе выше равновесного.

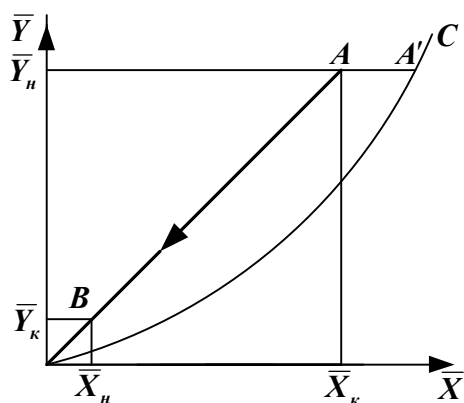


Рис. 1.2. Построение кривой равновесия и рабочей линии процесса абсорбции при противоточном движении фаз.

Построение линии равновесия выполняется следующим образом. Задаваясь рядом значений \bar{X} , находим по формуле (1.21) соответствующие им температуры t_2 . По найденным температурам определяем по справочным данным [1] или по эмпирическим формулам [2] соответствующие им коэффициенты Генри.

Дальнейшие расчеты для построения линии равновесия могут выполняться одним из следующих методов.

1. Выполняем пересчет концентраций в мольные доли; по формулам (1.8), (1.13) определяются значения равновесного парциального давления p^* и равновесное содержание \bar{Y}^* поглощаемого компонента в газовой фазе. По заданным значениям \bar{X} и рассчитанным \bar{Y}^* строится кривая равновесия.

2. По формуле (1.10) определяем величину коэффициента распределения H_0 и, далее, по формуле (1.10) – значение \bar{Y}^* . По заданным значениям \bar{X} и рассчитанным \bar{Y}^* строится кривая равновесия.

В приведенных методах построения кривой равновесия концентрации компонента в газовой и жидкой фазах выражаются в относительных массовых концентрациях. Построение можно также выполнить, выражая концентрации в относительных мольных единицах.

¹ Теоретическая тарелка – идеальное (не осуществимое в реальности) устройство, на котором взаимодействие жидкости и газа происходит настолько интенсивно, что между ними достигается равновесие.

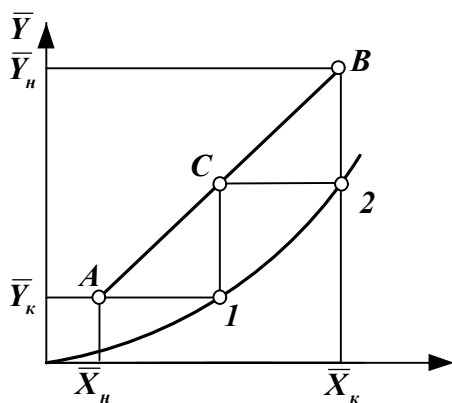


Рис. 1.3. Построение теоретических тарелок для процесса абсорбции

Парциальное давление поглощаемого компонента при различных концентрациях можно найти по справочным данным.

Определение числа теоретических тарелок графическим методом путем построения ступенчатой линии между точками A и B показано на рис. 1.3. Число точек пересечения с линией равновесия дает число теоретических тарелок (на рис. 1.3 – 2 тарелки).

1.4.2 Определение движущей силы процесса абсорбции

Движущей силой процесса абсорбции является степень неравновесности системы, в качестве которой обычно используют разность между фактической и равновесной величиной концентрации улавливаемого компонента в газе или разность между концентрацией этого компонента в насыщенном абсорбенте и ее фактической величиной. Движущая сила изменяется вдоль поверхности соприкосновения фаз.

При расчете абсорбционных колонн определяется среднее значение движущей силы $\Delta p_{\text{ср}}$ по ее значениям на входе и выходе из абсорбера. Способ определения зависит от взаимного движения газа и жидкости.

При противотоке газа и жидкости $\Delta p_{\text{ср}}$ определяется следующим образом.

1. Составляется противоточная схема движения газовой и жидкой фаз с указанием концентраций или парциальных давлений (рис. 1.4).

2. Определяется разность парциальных давлений или концентраций на входе в абсорбер:

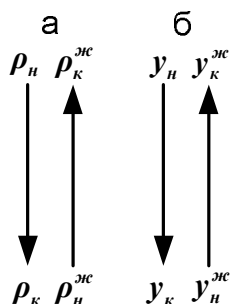


Рис. 1.4. Противоточная схема движения фаз: p – парциальное давление; y – концентрация поглощаемого газа

$$\Delta p_{\text{вх}} = p_n - p_k^{\text{жс}}; \quad \Delta y_{\text{вх}} = y_n - y_k^{\text{жс}}. \quad (1.22)$$

3. Определяется разность парциальных давлений или концентраций на выходе из абсорбера:

$$\Delta p_{\text{вых}} = p_k - p_n^{\text{жс}}; \quad \Delta y_{\text{вых}} = y_k - y_n^{\text{жс}}. \quad (1.23)$$

4. При отношении $\frac{\Delta p_{\text{вх}}}{\Delta p_{\text{вых}}} > 2$ среднее значение величины движущей силы процесса находится как среднее логарифмическое:

$$\Delta p_{cp} = \frac{\Delta p_{вх} - \Delta p_{вых}}{2,3 \lg \left(\frac{\Delta p_{вх}}{\Delta p_{вых}} \right)}; \quad \Delta y_{cp} = \frac{\Delta y_{вх} - \Delta y_{вых}}{2,3 \lg \left(\frac{\Delta y_{вх}}{\Delta y_{вых}} \right)}. \quad (1.24)$$

При отношении $0,5 < \frac{\Delta \delta_{\hat{a}\hat{o}}}{\Delta \delta_{\hat{a}\hat{i}\hat{o}}} < 2$ среднее значение движущей силы процесса определяется как среднее арифметическое:

$$\Delta p_{cp} = (\Delta p_{вх} + \Delta p_{вых}) / 2; \quad \Delta y_{cp} = (\Delta y_{вх} + \Delta y_{вых}) / 2. \quad (1.25)$$

В уравнениях (1.22) – (1.25) $p_n, y_n; p_k, y_k$ – парциальные давления и концентрации поглощаемого компонента в газе соответственно на входе и выходе из абсорбера; $p_k^{жс}, y_k^{жс}; p_n^{жс}, y_n^{жс}$ – парциальные давления и концентрации поглощаемого компонента в газе, равновесном с жидкостью соответственно на выходе и входе из абсорбера.

1.5 Расчеты основных технологических и конструктивных параметров абсорбера

1.5.1 Расчет скорости и диаметра абсорбера

Насадочные колонны. При противотоке газа и жидкости в зависимости от скоростей потоков наблюдаются четыре различных гидродинамических режима.

1. Пленочный режим наблюдается при сравнительно небольших нагрузках по газу и жидкости.

2. Режим подвисяния характеризуется торможением жидкости потоком газа, вследствие чего скорость течения жидкости уменьшается, а толщина ее пленки и количество удерживаемой жидкости увеличивается.

3. Режим захлебывания или барботажный возникает в результате того, что жидкость накапливается в насадке до тех пор, пока сила тяжести, действующая на находящуюся в насадке жидкость, не уравнивает сил трения. Накопление жидкости в насадке приводит к обращению (инверсии) фаз: газ перестанет быть сплошной фазой и движется путем барботажа через слой заполнившей насадку жидкости, уровень которой может быть установлен на произвольной высоте (как выше, так и ниже верха насадки).

Режим захлебывания соответствует максимальной эффективности насадочной колонны. Причина высокой интенсивности в режиме захлебывания объясняется большой поверхностью соприкосновения фаз, которая определяется в этом режиме не геометрической поверхностью насадки, а условиями барботажа. Работа аппаратов в режиме захлебывания неустойчива. Поэтому на практике применяют абсорберы с искусственно затопленной насадкой (эмульсионные колонны), работающие достаточно устойчиво.

4. Режим уноса возникает при повышении скорости газа против величины, соответствующей режиму захлебывания (барботажа). Происходит вторич-

ная инверсия фаз: газ снова становится сплошной фазой и жидкость выносятся из аппарата вместе с газом в основном в виде брызг.

В настоящее время насадочные колонны преимущественно проектируются для следующих условий работы.

1. Рабочая скорость газа ω_z несколько меньше скорости $\omega_{инв}$, при которой наступает инверсия фаз:

$$\omega_z = (0,75 \div 0,9) \omega_{инв}. \quad (1.26)$$

Скорость $\omega_{инв}$ в обычных насадочных колоннах, работающих в условиях затопления насадки и появления эмульгационного слоя (т.е. в режиме инверсии фаз), определяется по уравнению:

$$\lg \left[\frac{\omega_{инв}^2 \cdot \sigma \cdot \rho_z}{g \cdot V_c^3 \cdot \rho_{жс}} \cdot \left(\frac{\mu_{жс}}{\mu} \right)^{0,16} \right] = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \right)^{0,125}. \quad (1.27)$$

Здесь $\mu_{жс}$ – вязкость жидкости при температуре процесса; $\mu = 1 \cdot 10^{-3}$ Па·с – вязкость воды при температуре 20 °С; $A = 0,022$ – коэффициент для насадки из колец и спиралей.

2. При работе в режиме эмульгирования предельную скорость эмульгирования $\omega_{э.пр}$ определяют из формулы:

$$\lg \left[\frac{\omega_{инв}^2 \cdot \sigma \cdot \rho_z}{g \cdot V_c^3 \cdot \rho_{жс}} \cdot \left(\frac{\mu_{жс}}{\mu} \right)^{0,16} \right] = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \right)^{0,125}. \quad (1.28)$$

3. Скорость газа, соответствующая оптимальному режиму работы обычных насадочных колонн, может определяться по уравнению:

$$\text{Re}_z = \frac{4\omega_{онм} \cdot \rho_z}{(\mu_z \cdot f)}, \quad (1.29)$$

отсюда

$$\omega_{онм} = \frac{\text{Re}_z \cdot \mu_z \cdot f}{(4\rho_z)}, \quad (1.30)$$

где Re_z – критерий Рейнольдса, значение которого соответствует началу подвигания:

$$\text{Re}_z = 0,045 \text{Ar}^{0,57} \cdot \left(\frac{G}{L} \right)^{0,43}. \quad (1.31)$$

Критерий Архимеда:

$$\text{Ar} = d_s \cdot \rho_z (\rho_{жс} - \rho_z) / \mu_z^2. \quad (1.32)$$

Здесь $d_s = 4V_c / f$ – эквивалентный диаметр насадки; G – расход газа (пара); L – расход жидкости.

Вычисленная по этому методу ω_{opt} составляет примерно 80 % от скорости захлебывания.

Расчет диаметра колонны. Диаметр колонны D_k определяется в зависимости от скорости и количества поднимающихся по колонне газов (паров):

$$D_k = \sqrt{\frac{4V_z}{\pi \cdot \omega_z}} \quad (1.33)$$

По [3] принимается стандартный диаметр колонны и уточняется скорость газа (пара):

$$\omega_z = \frac{4V_z}{\pi \cdot D_k^2} \quad (1.34)$$

Определение плотности орошения². Для обычных насадочных колонн после определения диаметра абсорбера необходимо рассчитать действительную плотность орошения U , которая должна быть не меньше U_{opt} :

$$U = \frac{L}{(0.758 \cdot D_k^2 \cdot \rho_{ж})} \geq U_{opt} = b \cdot f, \quad (1.35)$$

где b – коэффициент (при абсорбции аммиака водой $b = 4,38 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{с})$; при абсорбции паров органических жидкостей $b = 2,58 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{с})$; при ректификации $b = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2\text{с})$).

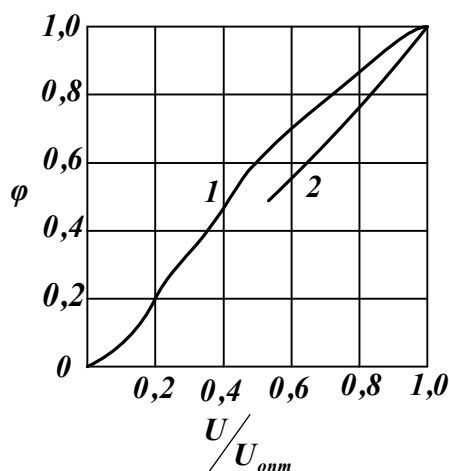


Рис. 1.5. Коэффициент смачиваемости Ψ при различном отношении U/U_{opt}

1 – на насадке из колец навалом; 2 – на деревянной хордовой насадке.

Если плотность орошения U меньше U_{opt} , насадка будет недостаточно смочена; в связи с этим в процессе массопередачи будет участвовать не вся возможная поверхность. Это учитывается коэффициентом смачиваемости Ψ , который определяется при $U/U_{opt} < 1$ по рис. 1.5.

Для увеличения плотности орошения U следует применять насадку с меньшей удельной поверхностью, чтобы снизить U_{opt} .

Максимальное смачивание насадки ($\Psi=1$) достигается при $U/U_{opt} > 1$. Кроме того, для равномерного смачивания насадки необходимо обеспечить следующее соотношение диаметра колонн D_k и диаметра насадки d_n :

$$\frac{D_k}{d_n} \geq 8. \quad (1.36)$$

² Плотность орошения – отношение объемного расхода жидкости к площади поперечного сечения аппарата.

Тарельчатые колонны. При противотоке газа и жидкости в зависимости от скорости потоков на тарелке устанавливаются режимы:

- 1) режим неравномерной работы;
- 2) режим равномерной работы;
- 3) режим газовых струй;
- 4) режим брызг.

Режим неравномерной работы наблюдается при малых скоростях газа в свободном сечении колонны $w < 0,5i/\eta$. При рассматриваемом режиме образующаяся на тарелке двухфазная система состоит по высоте из трех зон (считая снизу вверх): зоны собственно барботажа (газ распределяется в виде пузырьков или газовых мешков – факелов), зоны неподвижной пены и зоны брызг. В колпачковых тарелках прорези колпачков при такой скорости газа не полностью открыты, имеет место пузырьковый режим барботажа. В ситчатых тарелках жидкость проваливается через отверстия и не успевает накапливаться на тарелках.

Режим равномерной работы наступает при дальнейшем увеличении скорости газа (до 1 м/с). При этом увеличивается высота зоны пены и уменьшается высота зоны собственно барботажа. В известных условиях зона собственно барботажа исчезает полностью и возникает так называемый пенный режим. Равномерный режим работы колпачковых тарелок характеризуется полным раскрытием прорезей всех колпачков и струйным движением газа (пара) через жидкость. В ситчатых тарелках истечение газа (пара) в жидкость происходит через все отверстия.

Режим газовых струй и брызг наблюдается при повышении скорости газа (пара) более 1 м/с. В этом случае газ движется через жидкость в виде струй (факелов), которые выходят на поверхность пены, причем пена разрушается. В результате над пеной появляется большое количество брызг. При дальнейшем увеличении скорости газа (пара) наблюдается инжекционный режим: жидкость захватывается выходящим из отверстий газом и в значительной степени уносится с ним в виде брызг.

Допустимая оптимальная скорость газа (пара) может быть определена по одному из ниже приведенных вариантов.

I вариант. Скорость газа должна быть ниже некоторого предельного значения $w_{пред}$, при котором начинается брызгоунос:

$$w_{опт} = (0,8 - 0,9) w_{пред}. \quad (1.37)$$

Значение $w_{пред}$ приближенно можно определить по графику [4 рис. 17–20, с. 624]. График составлен для тарелок с круглыми колпачками. Для тарелок других конструкций значения $w_{пред}$, найденные по графику, следует умножать на соответствующий поправочный коэффициент:

Тарелки	Коэффициент
С прямоугольными колпачками	0,7
Ситчатые	1,35
Провальные	1,5

Задавая расстояние между тарелками H и определив в зависимости от $\rho_r/\rho_{ж}$ значение $w_{пред}$ и, далее, по формулам (1.37), (1.33) $w_{опт}$ и диаметр колонны D_k , проверяют соответствие H диаметру колонны [8 или 9.2]:

D_k , м	0-0,6	0,6-1,2	1,2-1,8	1,8 и более
H , м	0,15	0,3	0,46	0,6 и более

Если полученному значению D_k не соответствует H , принимаем его согласно рекомендаций и выполняем расчет, повторно.

Минимальное расстояние между тарелками должно обеспечить работу гидравлического затвора на тарелке. Минимальное расстояние между тарелками со сливными устройствами определяется как

$$H_{\min} = 1,8 \Delta \rho / (\rho_{ж} g). \quad (1.38)$$

Для колпачковой тарелки

$$H_{\min} = 23300 \frac{\rho_n}{\rho_{ж}} \left(\frac{Fw}{\pi n d_k} \right), \quad (1.39)$$

где F - площадь поперечного сечения колонны, m^2 ; n - число колпаков на тарелке; d_k - диаметр колпачка, м.

Принятая величина H должна быть равна H_{\min} или больше.

II вариант

Допустимую оптимальную скорость газа (пара) в колонне можно определить по формуле:

$$w_{опт} = C \sqrt{(\rho_r - \rho_{ж}) / \rho_r}. \quad (1.40)$$

Здесь C - коэффициент, зависящий от конструкции тарелок, расстояния между ними, давления и нагрузки колонны по жидкости. Определяется по графику [1, рис. 7-2, с. 323].

III вариант.

Предельная скорость для тарельчатых колонн может также определяться по формулам:

1) для колонн с колпачковыми тарелками

$$w_{пред} = \frac{3,4}{d_k^{0,67}} \sqrt{\frac{\rho_{ж}}{\rho_r} (H_T - h_k)}, \quad (1.41)$$

где d_k - диаметр колпачка, см; H_T - расстояние между тарелками, см; h_k - высота колпачка, см;

$$w_{пред} = \frac{0,0155}{d_k^{0,67}} \sqrt{\frac{\rho_{ж} \cdot h_k}{\rho_n}}, \quad (1.42)$$

где d_k - диаметр колпачка, м; h_k - высота колпачка, м;

2) для колонн с ситчатыми тарелками

$$\omega_{пред} = 0,05 \sqrt{\frac{\rho_{жс}}{\rho_z}}; \quad (1.43)$$

3) для колонн с провальными тарелками

$$\omega_{пред} = \sqrt{\frac{A}{C}}. \quad (1.44)$$

Величины А и С находятся по следующим зависимостям:

$$\lg A = \lg B - 1,73 \left(\frac{W_{жс}}{W_z} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_{жс}}{\rho_z} \right)^{0,125}; \quad (1.45)$$

$$C = \frac{1}{d_3 \cdot g \cdot S_c^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_{жс}} \cdot \left(\frac{\mu_{жс}}{\mu_в} \right)^{0,16}. \quad (1.46)$$

Здесь $W_{жс}$, $W_{г}$ - массовые скорости жидкости и газа, кг/(м²·с); d_3 - эквивалентный диаметр отверстия или щели в тарелке, м; S_c - относительное свободное сечение тарелки; $\mu_{жс}$, $\mu_{в}$ - вязкости поглотителя и воды при 20 °С, Па·с; B - коэффициент (для колонн с решетчатыми, трубчатыми и дырчатыми провальными тарелками $B = 3 \div 16$).

Для выбранной тарелки необходимо проверить надежность работы сливного устройства. Во избежание захлебывания сливного устройства скорость жидкости в нем должна отвечать условию

$$\omega_{жс.сл} = \frac{V_{жс}}{F_{сл}} < K_5 H_m^{n_2}, \quad (1.47)$$

где $F_{сл}$ - площадь сливного устройства выбранной тарелки, м².

Значения коэффициентов K_5 и показателей степени n_2 в зависимости от фактора вспениваемости жидкости φ [9]:

Вспениваемость жидкости	φ	K_5	n_2
Малая (ректификация нефтяных фракций, углеводородных фракций, кроме легких типа метана и этана, фтористых систем - фреонов)	1-0,9	0,250	0,65
Средняя (атмосферная перегонка нефти, абсорбция и десорбция углеводородов, регенерация аминов и гликолей)	0,9-0,7	0,225	0,80
Большая (вакуумная перегонка мазута, абсорбция аминами и гликолями, растворами глицерина, метилэтилкетонами)	0,7-0,6	0,118	1,3

1.5.2 Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера

В инженерной практике наиболее часто применяются три метода расчета процессов абсорбции.

По **первому методу** кинетика процесса выражается через коэффициенты массопередачи, а движущая сила рассчитывается по разности концентраций или, косвенно, с помощью числа единиц переноса.

По **второму методу** кинетика выражается с помощью высоты единицы переноса - ВЕП (для насадочных колонн) или числа единиц переноса - ЧЕП, соответствующего одной тарелке (для тарельчатых колонн), а движущая сила рассчитывается через число единиц переноса.

По **третьему методу** кинетика выражается с помощью высоты, эквивалентной теоретической ступени изменения концентрации, - ВЭТС (для насадочных колонн) или к. п. д. тарелки (для тарельчатых колонн); движущая сила рассчитывается косвенно через число теоретических ступеней изменения концентрации или теоретических тарелок.

В соответствии с вышеизложенными методами расчета процесса абсорбции определяется высота насадочных и тарельчатых колонн.

Насадочные колонны. Высота колонны определяется по формуле:

$$H = H_n + h_1 + h_2 + h_3, \quad (1.48)$$

где H_n - высота насадочной части колонны, м; h_1, h_2, h_3 - высота соответственно сепарационной части колонны (над насадкой), нижней части колонны и между слоями насадок (если насадка уложена в несколько слоев), м.

Отношение высоты насадки к диаметру колонны должно удовлетворять условию $H/D = 1,5 \div 10$.

Расстояние между днищем абсорбера и насадкой h_2 определяется необходимостью равномерного распределения газа по поперечному сечению колонны. Обычно это расстояние принимают равным $(1 \div 1,5)d$.

Расстояние от верха насадки до крышки абсорбера зависит от размеров распределительного устройства для орошения насадки и от высоты сепарационного пространства, в котором часто устанавливают каплеотбойники для предотвращения брызгоуноса из колонны (~ 2 м).

В приближенных расчетах высоты h_1, h_2 принимают равными 0,6-1,5 м; h_3 - принимается конструктивно.

Высота насадки H_n определяется следующими методами:

- из основного уравнения массопередачи;
- по числу единиц переноса;
- через высоту, эквивалентную теоретической тарелке (ВЭТТ) или теоретической ступени изменения концентрации (ВЭТС).

1.5.2.1 Расчет высоты насадки из основного уравнения массопередачи.

Согласно основному уравнению массопередачи

$$M = K \cdot F \cdot \Delta_{cp}, \quad (1.49)$$

отсюда

$$F = \frac{M}{K \cdot \Delta_{cp}}. \quad (1.50)$$

Учитывая, что площадь поверхности контакта фаз насадки в аппарате

$$F = H_n \cdot S \cdot f \cdot \Psi, \quad (1.51)$$

высоту насадки определяют как

$$H_n = M / (f \cdot S \cdot K \cdot \Delta_{cp} \cdot \Psi). \quad (1.52)$$

Это уравнение применяется, если линия равновесия представляет собой прямую линию.

Движущая сила может быть выражена в любых единицах, применяемых для выражения состава фаз. При этом единицы измерения коэффициентов массопередачи и массоотдачи определяются единицами для выражения движущей силы. Единицы измерения K и связь между ними приведены в [2; 0].

При выражении движущей силы через концентрации в жидкой фазе

$$H_n = M / (f \cdot S \cdot K_x \cdot \Delta x_{cp} \cdot \Psi), \quad (1.53)$$

в газовой фазе

$$H_n = M / (f \cdot S \cdot K_y \cdot \Delta y_{cp} \cdot \Psi) \quad (1.54)$$

Коэффициент массопередачи K_x , отнесенный к концентрации жидкости:

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m \cdot \beta_y} + \frac{1}{\beta_x}. \quad (1.55)$$

Коэффициент массопередачи K_y , отнесенный к концентрации газа:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}. \quad (1.56)$$

Связь между коэффициентами K_x и K_y выражается соотношением

$$K_y = K_x / m, \quad (1.57)$$

где m – коэффициент Генри, численно равный тангенсу угла наклона равновесной кривой.

Расчет коэффициентов массоотдачи.

В жидкой фазе коэффициент массоотдачи β_x определяется из уравнения

$$Nu'_x = \beta_x \cdot \delta_{np} / D_x, \quad (1.58)$$

откуда

$$\beta_x = Nu'_x \cdot D_x / \delta_{np}, \quad (1.59)$$

где D_x – коэффициент диффузии компонента в жидкой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$.

Диффузионный критерий Нуссельта в жидкой фазе находят по уравнению

$$\text{Nu}'_x = A \cdot \text{Re}_x^m \cdot (\text{Pr}'_x)^n. \quad (1.60)$$

Подставив значение Nu'_x из уравнения (1.60) в уравнение (1.59), получим:

$$\beta_x = A \cdot \frac{D_x}{\delta_{np}} \cdot \text{Re}_x^m \cdot (\text{Pr}'_x)^n. \quad (1.61)$$

Здесь D_x – коэффициент диффузии компонента в жидкой фазе, $\text{м}^2/\text{с}$; δ_{np} – приведенная толщина стекающей пленки жидкости, м ; Re_x – модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленке жидкости; A, m, n – коэффициенты [2].

Формула для расчета δ_{np} :

$$\delta_{np} = \left[\mu_x^2 / (\rho_x^2 \cdot g) \right]^{0,33}. \quad (1.62)$$

Для расчета Re_x

$$\text{Re}_x = 4U \cdot \rho_x / (f \cdot \mu_x) \quad (1.63)$$

Формулы для перевода коэффициента массоотдачи β_x в другую форму приведены в [2].

В газовой фазе коэффициент массоотдачи β_y определяется из уравнения

$$\text{Nu}'_y = \beta_y \cdot d_y / D_z, \quad (1.64)$$

откуда

$$\beta_y = \text{Nu}'_y \cdot D_z / d_y. \quad (1.65)$$

Диффузионный критерий Нуссельта для газовой фазы находят по уравнению

$$\text{Nu}'_y = C \cdot \text{Re}_y^m \cdot (\text{Pr}'_y)^{0,33}. \quad (1.66)$$

Подставив значение Nu'_y в формулу (8.61), получим:

$$\beta_y = C \cdot \frac{D_y}{d_y} \cdot \text{Re}_y^m \cdot (\text{Pr}'_y)^{0,33}, \quad (1.67)$$

где Re_y – критерий Рейнольдса для газовой фазы; ω_z – скорость газа, $\text{м}/\text{с}$; C, m – коэффициенты [2].

Критерий Рейнольдса для газовой фазы рассчитывают по формуле:

$$\text{Re}_y = \frac{\omega_z \cdot d_y \cdot \rho_y}{V_c \cdot \mu_y}, \quad (1.68)$$

Подстановкой в уравнение (1.68) выражения для расчета эквивалентного диаметра насадки $d_s = 4V_c/f$ можно получить эквивалентную формулу для расчета критерия Рейнольдса для газа

$$\text{Re}_y = \frac{4\omega_z \cdot \rho_y}{f \cdot \mu_y} \quad (1.69)$$

Для колонн с неупорядоченной насадкой (кольца Рашига $d = 10 \div 25$ мм и 50 мм, кольца Палля) $C = 0,407$; $m = 0,655$ при $\text{Re}_y = 10 \div 10000$.

Для регулярных насадок

$$C = 0,167 \cdot (l/d_s)^{-0,47}; \quad (1.70)$$

$m = 0,74$ при $\text{Re} = 1000 \div 10000$ и $l/d_s = 2 \div 16$. Здесь l – высота насадочного тела; d_s – эквивалентный диаметр насадки, м.

Если известен объемный коэффициент массопередачи K_v , то высоту насадки находят по формуле

$$H = \frac{M}{(K_v \cdot S \cdot \Delta\rho_{cp})}, \quad (1.71)$$

где $K_v = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_{yv}} + \frac{1}{\beta_{xv}}\right)}$ – объемный коэффициент массопередачи,

$\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3 \cdot \text{ч} \cdot \text{мм рт. ст.}}$; S – площадь поперечного сечения абсорбера, м^2 .

Объемный коэффициент массоотдачи в газовой фазе:

$$\beta_{yv} = 1,305 \cdot 10^{-4} \cdot W_z^{0,7} \cdot W_{жс}^{0,25}. \quad (1.72)$$

Объемный коэффициент массоотдачи в жидкой фазе:

$$\beta_{xv} = 0,0143 \cdot W_{жс}^{0,82}. \quad (1.73)$$

Так как коэффициенты массоотдачи β_{yv} и β_{xv} выражены в различных единицах выполним пересчет константы фазового равновесия m в уравнении

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}:$$

$$m_{pc} = \frac{m_{px} \cdot M_{жс}}{\rho_{жс}}. \quad (1.74)$$

Значения константы m_{px} приведены в справочной литературе. Массовые скорости газа в жидкости определяются по формулам

$$W_z = \frac{G_z}{S}; \quad W_{жс} = \frac{L}{S}. \quad (1.75)$$

Связь между объемным и поверхностным коэффициентами массопередачи

$$K_{yv} = a \cdot K_{y\alpha}, \quad (1.76)$$

где $\alpha = f \cdot \Psi$ ($\alpha = f$ при $\Psi = 1$).

1.5.2.2 Расчет высоты абсорбера по числу единиц переноса.

Высота насадки определяется как произведение числа единиц переноса n_y на высоту насадки h_y , эквивалентную одной единице переноса:

$$H_n = h_y \cdot n_y = \frac{G}{K \cdot S \cdot f} \cdot \frac{Y_1 - Y_2}{\Delta_{cp}}. \quad (1.77)$$

Множитель $(Y_1 - Y_2)/\Delta_{cp}$ называется числом единиц переноса. Величина n_y равна:

$$n_y = \frac{(Y_1 - Y_2)}{\Delta_{cp}}. \quad (1.78)$$

Множитель $G/(K S f)$ представляет собой высоту участка насадки, соответствующего одной единице переноса, то есть изменению концентрации улавливаемого компонента в газе Y на величину Δ_{cp} и называется высотой единицы переноса:

$$h_y = \frac{G}{K \cdot S \cdot f}. \quad (1.79)$$

Число единиц переноса можно определить по формуле (1.78), которая применяется в том случае, когда линия равновесия является прямой или близка к ней, а также графическим методом или методом графического интегрирования.

Рассмотрим графический метод. На диаграмме $Y - X$ (рис. 1.6) проводят линию MN , делящую пополам отрезки ординат, заключенные между рабочей линией AB и линией равновесия OC . Эти отрезки ординат равны $Y - Y^*$ и выражают движущую силу процесса. Затем -через точку B на рабочей линии, соответствующую состоянию фазы G на выходе из аппарата, проводят горизонталь. Эту горизонталь, пересекающуюся с линией MN в точке D , продолжают до точки E , причем отрезок BE равен удвоенному отрезку BD . Из точки E проводят вертикаль EF до пересечения с рабочей линией.

Из подобия треугольников BEF и BKD следует $EF/KD = BE/BD$. Но по построению $BE = 2BD$ и $KD = KL/2$. Таким образом,

$$EF = KD \frac{BE}{BD} = \frac{KL}{2} \frac{2BD}{BD} = KL.$$

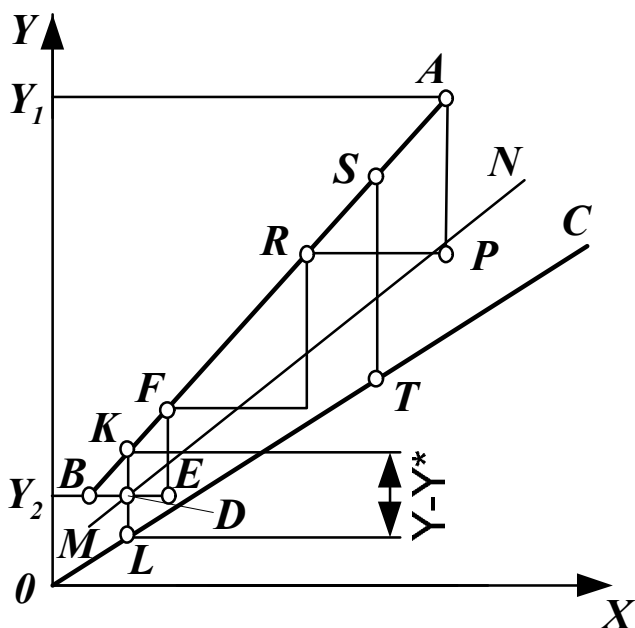


Рис. 1.6. Графическое определение числа единиц переноса

ния заданного изменения рабочих концентраций между точками *A* и *B*.

Если между точками *B* и *A* не вписывается целое число ступенек, то число единиц переноса, соответствующее последней неполной ступеньке, равно отношению отрезка *AP*, ограничивающего неполную ступеньку, к вертикальному отрезку *ST* между рабочей линией и линией равновесия, проведенного через середину основания неполной ступеньки.

Если рабочая линия расположена ниже линии равновесия (то есть при десорбции), то построение ступенек ведут не слева направо, как описано выше, а справа налево, начиная от точки *A*.

Рассмотренный метод применим, если на участке соответствующем одной ступеньке (рис. 1.6) линия равновесия сильно не отличается от прямой. В противном случае отрезок *KL* не будет изображать среднюю движущую силу на данном участке. В этом случае пользуются более точным методом графического интегрирования [4].

1.5.2.3 Определение высоты абсорбера через высоту, эквивалентную теоретической тарелке.

Высота слоя насадки H_n рассчитывается по уравнению

$$H_n = h_g \cdot n_T, \quad (1.80)$$

где h_g - высота, эквивалентная теоретической тарелке; n_T - число теоретических тарелок.

Число теоретических тарелок-ступеней изменения концентрации в абсорбере определяют обычно графическим путем (см. рис. 1.3).

Ступенька *BEF* соответствует некоторому участку аппарата, в котором изменение рабочих концентраций в фазе *G* равно *EF*, а в фазе *L* соответствует *BE*. Отрезок *KL* изображает среднюю движущую силу на этом участке. Так как изменение рабочей концентрации *EF* по построению равно средней движущей силе *KL*, то ступенька *BEF* соответствует одной единице переноса.

Продолжая вписывать указанным выше способом ступеньки до точки *A*, соответствующей состоянию системы на входе в аппарат, находим число единиц переноса (равное числу ступенек), необходимое для достиже-

Высоту насадки h , эквивалентную одной теоретической тарелке, для условий, соответствующих точке нагрузки (началу эмульгирования), определяют по уравнению

$$h_T = 48 \left(\frac{\rho_z \cdot \omega_0}{\mu_z} \right)^{0,2} \cdot f^{-1,2} \cdot F_c \left(\frac{G}{L} \right)^{0,405} \left(\frac{\rho_{жс}}{\rho_z} \right)^{0,225} \left(\frac{\mu_z}{\mu_{жс}} \right)^{0,045} \frac{\lg \frac{L}{m \cdot G}}{1 - m \frac{G}{L}}. \quad (1.81)$$

Здесь m - среднее значение тангенса угла наклона кривой равновесия к оси абсцисс в координатах $\bar{X} - \bar{Y}$.

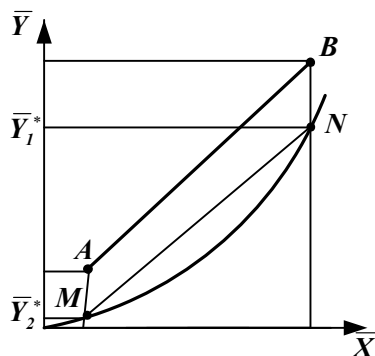


Рис. 1.7. Определение угла наклона линии равновесия

Величину m с достаточной точностью можно найти спрямлением участков кривой равновесия (заменой кривой равновесия ломаной линией), при этом

$$m = (m_1 + m_2 + m_3 + \dots + m_i) / i, \quad (1.82)$$

где m_1, m_2, m_3, \dots - тангенсы углов наклона прямых на отдельных участках,

i - число прямолинейных участков ломаной линии.

Средний наклон линии равновесия можно определить как наклон хорды, проведенной через точки M и N (см.рис. 1.7) ограничивающие рабочий участок линии равновесия:

$$m = \frac{(\bar{Y}_1^* - \bar{Y}_2^*)}{(\bar{X}_2 - \bar{X}_1)}, \quad (1.83)$$

где \bar{Y}_1^*, \bar{Y}_2^* - ординаты точек M и N , а \bar{X}_1, \bar{X}_2 - абсциссы этих точек.

Если растворимость абсорбируемого газа подчиняется закону Генри и линия равновесия представляет собой прямую, то множитель $\lg \frac{L}{m \cdot G} / \left(1 - m \frac{G}{L} \right)$ из формулы принимается равным единице. Высота насадки, эквивалентная одной теоретической ступени, h , может быть рассчитана по уравнению

$$h_s = 200 \left(\frac{V_c}{f} \right)^{1,2} \cdot \frac{1}{\omega_{np}^{0,4}} \quad (1.84)$$

Эта формула рекомендуется В. В. Кафаровым для колонн, работающих в эмульгационном режиме.

Высота насадки, эквивалентная одной единице переноса, зависит от характеристик насадки и фазового состояния газожидкостной системы:

$$h_y = h_y + \frac{m}{l} h_x. \quad (1.85)$$

Высота насадки, эквивалентная одной единице переноса для газовой фазы, h_y , определяется следующим образом:

для нерегулярных насадок

$$h_y = 0,615 d_y \cdot \text{Re}_y^{0,343} \cdot (\text{Pr}'_y)^{\frac{2}{3}}; \quad (1.86)$$

для регулярных насадок

$$h_y = 1,5 d_y \cdot \text{Re}_y^{0,25} \cdot (\text{Pr}'_y)^{\frac{2}{3}}. \quad (1.87)$$

Величина h_y может быть также определена по формуле

$$h_y = \frac{\alpha \cdot V_c}{f \cdot \Psi} \cdot \text{Re}_y^{0,25} \cdot (\text{Pr}'_y)^{\frac{2}{3}}. \quad (1.88)$$

Высота насадки, эквивалентная одной единице переноса для жидкой фазы h_x , определяется по формуле

$$h_x = 119 \delta_{np} \cdot \text{Re}_x^{0,25} \cdot (\text{Pr}'_x)^{0,5}. \quad (1.89)$$

Эквивалентный диаметр насадки:

$$d_y = \frac{4V_c}{f}. \quad (1.90)$$

Критерий Рейнольдса:

$$\text{Re}_z = \frac{4W_z}{(f \cdot \mu_z)}, \quad \text{Re}_{жс} = \frac{4W_{жс}}{(f \cdot \mu_{жс})}. \quad (1.91)$$

Массовые скорости:

$$W_z = \frac{G}{S}; \quad W_{жс} = \frac{L}{S}. \quad (1.92)$$

Диффузионный критерий Прандтля:

$$\text{Pr}'_{\tilde{a}} = \frac{\mu_{\tilde{a}}}{(\rho_{\tilde{a}} \cdot D_{\tilde{a}})}; \quad \text{Pr}'_{жс} = \frac{\mu_{жс}}{(\rho_{жс} \cdot D_{жс})} \quad (1.93)$$

Приведенная толщина пленки жидкости, стекающей по насадке:

$$\delta_{np} = \left[\left(\frac{\mu_{жс}^2}{(g \cdot \rho_{жс}^2)} \right) \right]^{0,33}. \quad (1.94)$$

Тарельчатые колонны.

Определение высоты тарельчатой колонны проводится по уравнению

$$H = H_T + h_1 + h_2, \quad (1.95)$$

где $H = (n - 1)h$ – высота тарельчатой части колонны, м; h_1 – высота сепарационной части колонны, м; h_2 – расстояние от нижней тарелки до днища, м; n – число тарелок; h – расстояние между тарелками, м.

Определение числа тарелок. Определение числа тарелок может быть выполнено несколькими методами. Первый и наиболее простой из них использует так называемый средний к.п.д. тарелок. Из-за недостаточной теоретической обоснованности его применяют при приближенных расчетах. По этому методу число тарелок n определяют по формуле:

$$n = \frac{n_T}{\eta}. \quad (1.96)$$

Здесь n_T – число теоретических тарелок-ступеней изменения концентрации, которое находят графическим методом построения (см. рис. 1.3).

Значения η определяют по опытным данным и находятся в пределах 0,3 - 0,8.

По другому методу действительное число тарелок определяется также графическим методом с построением кинетической кривой. Для построения кинетической кривой предложено несколько способов.

Первый способ построения кинетической кривой основан на общих положений массопередачи. В соответствии с ним после построения рабочей линии и кривой равновесия рассчитывается коэффициент массопередачи:

$$K_y = \frac{1}{\left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)}, \quad (1.97)$$

где β_x, β_y – коэффициент массоотдачи соответственно в жидкой и газовой фазах,

$$\text{зах, } \frac{\text{кмоль}}{\left(\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кмоль/кмоль} \right)}.$$

Коэффициент массоотдачи в газовой и жидкой фазах:
для колпачковых тарелок

$$\beta_y = 4,47 \cdot 10^{-4} \cdot \omega_z^{1,32} \cdot \Delta p_x; \quad (1.98)$$

$$\beta_x = 33,7 \cdot 10^{-4} \cdot \omega_z^{0,79} \cdot \Delta p_x; \quad (1.99)$$

для ситчатых тарелок

$$\beta_y = 3,03 \cdot 10^{-4} \cdot \omega_z^{0,76} \cdot \Delta p_x; \quad (1.100)$$

$$\beta_x = \frac{33,7 \cdot 10^{-4} \cdot \Delta p_x}{(1,95\omega_z - 0,41)}, \quad (1.101)$$

где $\omega_{\bar{a}}$ - скорость газа, отнесенная к свободному сечению колонны, м/с; $\Delta\delta_x$ - гидравлическое сопротивление жидкости на тарелке, Па.

Число единиц переноса одной тарелки:

$$n_y = \frac{K_y \cdot S_T}{G_{u.2}}. \quad (1.102)$$

Здесь S_T - рабочая площадь тарелки, м²:

$$S_T = S_{\text{кол}} - 2S_{\text{слива}}. \quad (1.103)$$

Определяем величину C_y :

$$C_y = \frac{(y_n - y^*)}{(y_k - y^*)} = \frac{\overline{AC}}{\overline{BC}} = e^{n_y} = 2,718^{n_y}. \quad (1.104)$$

Величина отрезков на вертикалях диаграммы $y - x$ между линией рабочих концентраций и вспомогательной кинетической кривой

$$\overline{BC} = \frac{\overline{AC}}{C_y}. \quad (1.105)$$

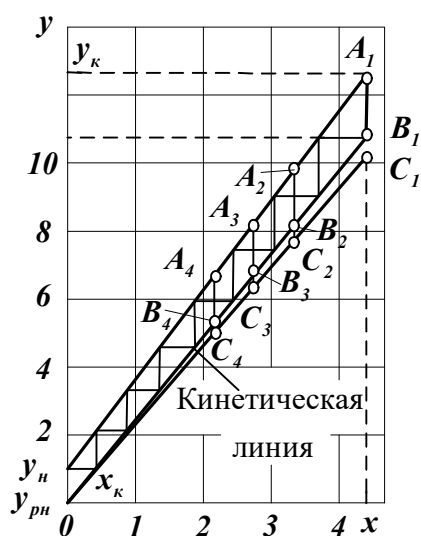


Рис. 1.8. Определение числа ступеней изменения концентрации

На линии рабочих концентраций (рис. 1.8) наносят ряд точек A_1, A_2, A_3 и т. д., а на линии равновесия - соответствующие им точки C_1, C_2, C_3 и т. д.

Пользуясь полученным равенством (1.105), находят на отрезках $\overline{A_1C_1}$, и т. д. точки B_1, B_2, B_3 и т. д. Проводя через полученные точки B_1, B_2, B_3 и т. д. линию, получают вспомогательную кинетическую кривую. Из точки B_1 в пределах заданных рабочих концентраций y_n и y_k между линией рабочих концентраций и вспомогательной кинетической кривой строят ломаную линию $A_1B_1 - A_2B_2 - A_3B_3$ и т. д. Полученное число ступеней (или отрезков \overline{BC}) и дает необходимое для заданных условий число тарелок.

Число единиц переноса n на одну тарелку может быть определено в зависимости от чисел переноса для газовой фазы n_1 и для жидкой фазы n_2 по уравнению

$$\frac{1}{n_0} = \frac{1}{n_2} + \frac{m}{l} \cdot \frac{1}{n_{жс}}. \quad (1.106)$$

Значения n_2 и $n_{жс}$ для колпачковых и ситчатых тарелок приведены в [4]. После определения n_0 находим относительный коэффициент извлечения E :

$$n_0 = -2,3 \lg(1 - E) = 2,3 \lg \frac{y' - y^*}{y'' - y^*}, \quad (1.107)$$

где $E = \frac{y' - y''}{y'' - y^*} = \frac{\overline{MN}}{\overline{MQ}}$.

Относительный коэффициент извлечения E представляет собой отношение количества поглощенного на тарелке компонента к количеству, поглощенному при достижении равновесия между газом и находящейся на тарелке жидкостью.

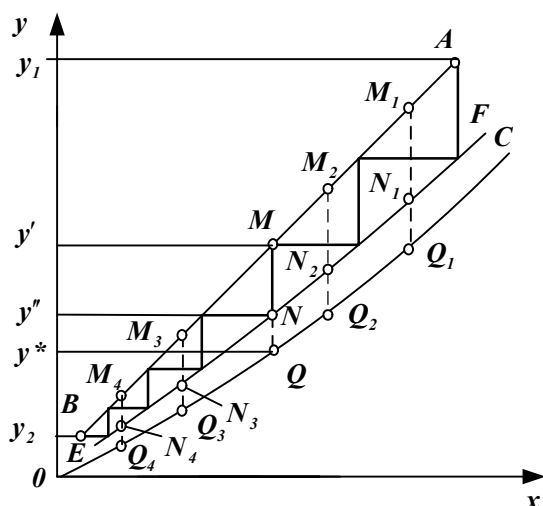


Рис. 1.9. Графическое определение числа тарелок

Исходя из изложенного, число тарелок можно найти графически следующим путем. Определив E из формулы (1.107), проводят на $y - x$ диаграмме рис. 1.9 ряд вертикальных прямых M_1Q_1, M_2Q_2 и т. д. и делят эти отрезки между линией равновесия и рабочей линией в отношении $\frac{MN}{MQ} = E$. Через найденные при этом точки N_1, N_2 и т. д. проводят линию EF , называемую кинетической кривой. Далее, начиная от точки A , соответствующей составу газа и жидкости на входе в аппарат, вписывают между рабочей и кинетической кривой ступенчатую линию из вертикальных и горизонтальных участков отрезков, как показано на рис. 1.9. Число вертикальных отрезков этой ступенчатой линии между начальным и конечным составами газа y_1 и y_2 равно числу тарелок, необходимому для достижения заданного изменения состава газа.

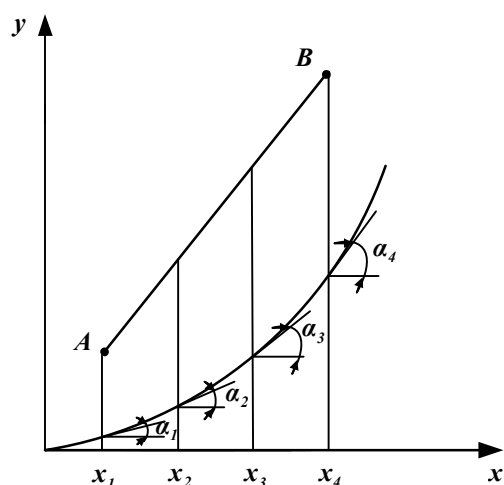


Рис. 1.10. Определение угла наклона касательных к линии равновесия

Кинетическую кривую можно построить также следующим образом. Задаемся рядом значений x , на оси абсцисс проводим из этих точек вертикальные линии, пересекающие линию равновесия и рабочую линию (рис. 1.10). В точках пересечения с равновесной кривой проводим касательную к линии равновесия. Определяем тангенс угла наклона касательной линии m . Для каждого значения m определяем величину n_0 и E . В соответствии с полученными значениями E строим кинетическую кривую.

1.6 Гидравлический расчет абсорберов

1.6.1 Гидравлическое сопротивление насадочных колонн.

Гидравлическое сопротивление сухой насадки:

$$\Delta p_{\text{сух}} = \left(\frac{\lambda \cdot H}{d_s} \right) \left(\frac{\omega_z^2 \cdot \rho_z}{2} \right). \quad (1.108)$$

Сопротивление орошаемой насадки при плотности орошения менее 50 м³/(м²·ч) приближенно можно найти по формуле

$$\Delta p = \Delta p_{\text{сух}} (1 + k \cdot U), \quad (1.109)$$

где k - опытный коэффициент (для нерегулярной насадки и хордовой насадки $k = 0,06$; для регулярных насадок $k = 0,04$).

При заполнении колонны насадкой в виде колец Рашига диаметром до 30 мм гидравлическое сопротивление смоченной насадки можно определить по формуле Н. М. Жаворонкова и М. Э. Аэрова:

$$\frac{\Delta p_{\text{см}}}{\Delta p_{\text{сух}}} = \frac{1}{(1 - \Pi_n^3)}, \quad (1.110)$$

где Π_n - уменьшение свободного объема насадки.

Величина Π_n определяется по уравнению

$$\Pi_n = \sqrt{\frac{\Gamma \cdot \sigma_n \cdot b}{g \cdot V}}. \quad (1.111)$$

Здесь $b = \frac{23,7}{\text{Re}_{\text{жс}}^{0,3}}$ - коэффициент, $\text{Re}_{\text{жс}} = \frac{4W_{\text{жс}}}{\sigma_n \cdot \mu_{\text{жс}}}$, $W_{\text{жс}}$ - массовая скорость

жидкости, кг/(м²·с); σ_i - удельная поверхность насадки, м²/м³; $\tilde{A} = \frac{L}{F}$ - плотность орошения м³/(м²·с); L - количество стекающей по колонне жидкости, м³/с.

Коэффициент сопротивления λ для насадки из колец навалом:

$$\lambda = \frac{140}{\text{Re}_z} \text{ при } \text{Re}_z < 40; \quad (1.112)$$

$$\lambda = \frac{16}{\text{Re}_z^{0,2}} \text{ при } \text{Re}_z > 40 \quad (1.113).$$

Для правильно уложенных кольцевых насадок и любом значении критерия Рейнольдса коэффициент сопротивления λ с достаточной степенью точности можно определить по уравнению

$$\lambda = \frac{9,21}{\text{Re}_z^{0,375}}. \quad (1.114)$$

Для регулярных насадок при $Re_z < Re_{z.a}$:

$$\lambda = \lambda_a \cdot \left(\frac{Re_z}{Re_{z.a}} \right)^{-0,45} \quad (1.115)$$

Величина $Re_{z.a}$ – это критерий Рейнольдса, соответствующий переходу в автомодельный режим:

$$Re_{z.a} = 3000 - \left(\frac{30\lambda_a}{d_s} \right), \quad (1.116)$$

причем $\lambda_a = 0,053 + \frac{d}{l} \left(\frac{a}{V_c} - \frac{a+b}{V_c} + b \right)$, где l – высота ряда насадки, м; a и b – постоянные ($a = 4,2$ и $b = 3,9$ – для колец и блоков; $a = 0,52$ и $b = -0,67$ – для хордовых насадок).

Сопротивление орошаемой насадки при пленочном течении

$$\Delta p_{op} = \Delta p_{cух} \cdot 10^{bU}, \quad (1.117)$$

где b – постоянная:

<i>Насадка в навал</i>	<i>b</i>	<i>Регулярная насадка</i>	<i>b</i>
Кольца до 12,5 мм	84	Кольца с $d = 50$ мм	25
Кольца до 19,0 мм	53	Спиральные кольца	31
Кольца 32-38 мм	47		
Кольца до 55 мм	35		

При малых плотностях орошения

$$\Delta p_{op} = \Delta p_{cух} (1 + b_1 \cdot U), \quad (1.118)$$

где $b_1 = 216$ – для хордовой насадки и колец, загруженных навалом; $b_2 = 144$ – для регулярной насадки.

1.6.2 Гидравлическое сопротивление тарельчатых колонн

Для тарельчатых колонн гидравлическое сопротивление всех тарелок Δp равно сумме сопротивления сухой тарелки Δp_1 , сопротивления, обусловленного силами поверхностного натяжения Δp_2 , и сопротивления газожидкостного слоя на тарелке Δp_3 :

$$\Delta p = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3. \quad (1.119)$$

Сопротивление сухой тарелки:

$$\Delta p_1 = \frac{\xi \cdot \rho_z \cdot \omega_o^2}{2}. \quad (1.120)$$

Здесь ξ – коэффициент сопротивления; ω_o – скорость газа в отверстиях тарелки (прорезях колпачка, щелях и других элементах тарелки, через которые проходит газ).

Коэффициент сопротивления ξ зависит от типа тарелки:

Тарелки	ξ	Тарелки	ξ
Колпачковые	4,5-5	Провальные:	
Ситчатые:		дырчатые	2,1
$\phi = 0,07 \div 0,1$	1,85	решетчатые	1,4-1,5
$\phi = 0,15 \div 0,2$	1,45	трубчато-решетчатые	0,9-1

Примечание: ϕ – живое сечение отверстий F_o / F (отношение суммарной площади отверстий на тарелке F_o к площади поперечного сечения колонны F).

Скорость газа в прорезях колпачка при их полном открытии:

$$\omega_{np} = \alpha \sqrt{\frac{g}{\xi} \cdot \frac{\rho_{ж}}{\rho_z} \cdot l}, \quad (1.121)$$

где α – коэффициент равный 1 для колпачковых тарелок, 0,65 – для ситчатых; l – высота прорези колпачка или высота слоя жидкости на тарелке (для ситчатых тарелок).

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

$$\Delta p_2 = \frac{\sigma \cdot \Pi}{S} = \frac{4\sigma}{d_j}, \quad (1.122)$$

где σ – поверхностное натяжение жидкости, Н/м; Π – периметр отверстия (прорези), м; S – площадь отверстия (прорези), м; d_j – эквивалентный диаметр отверстия (прорези), м.

В условиях рабочих режимов колонн величина Δp_2 имеет небольшое значение и ею можно пренебречь.

Сопротивление газожидкостного слоя принимают равным:

$$\Delta p_3 = g \cdot \rho_{ж} \cdot h_o = \rho_n \cdot g \cdot h_n, \quad (1.123)$$

где $\rho_{ж}, \rho_n$ – плотности светлой жидкости и пены, кг/м³; h_o, h_n – высоты светлой жидкости и пены, м.

Приведенные уравнения являются общими для всех типов тарелок, однако их практическое применение для различных тарелок несколько различается.

Сопротивление столба жидкости на тарелке рассчитывается по формулам:

1) для колпачковых тарелок при полном открытии прорезей

$$\Delta p_3 = 1,3 g \cdot k \cdot \rho_{ж} \cdot \left(l + \frac{e}{2} + \Delta h \right); \quad (1.124)$$

2) для ситчатых тарелок

$$\Delta p_3 = 1,3g \cdot k \cdot \rho_{жс} \cdot (h_{пер} + \Delta h). \quad (1.125)$$

Здесь k – отношение плотности пены к плотности чистой жидкости (при расчетах принимают $k = 0,5$); e – расстояние от верхнего края прорезей до сливного порога, м; l – высота прорези, м; Δh – высота уровня жидкости над сливным порогом, м; $h_{пер}$ – высота сливного порога, м.

Высоты, l , Δh , $h_{пер}$ и расстояние e показаны на рис. 1.11. Величина Δh определяется по формуле

$$\Delta h = \left(\frac{V_{жс}}{1,85\Pi \cdot k} \right)^{\frac{2}{3}}, \quad (1.126)$$

где $V_{жс}$ – объемный расход жидкости, м³/с; Π – периметр сливной перегородки, м.

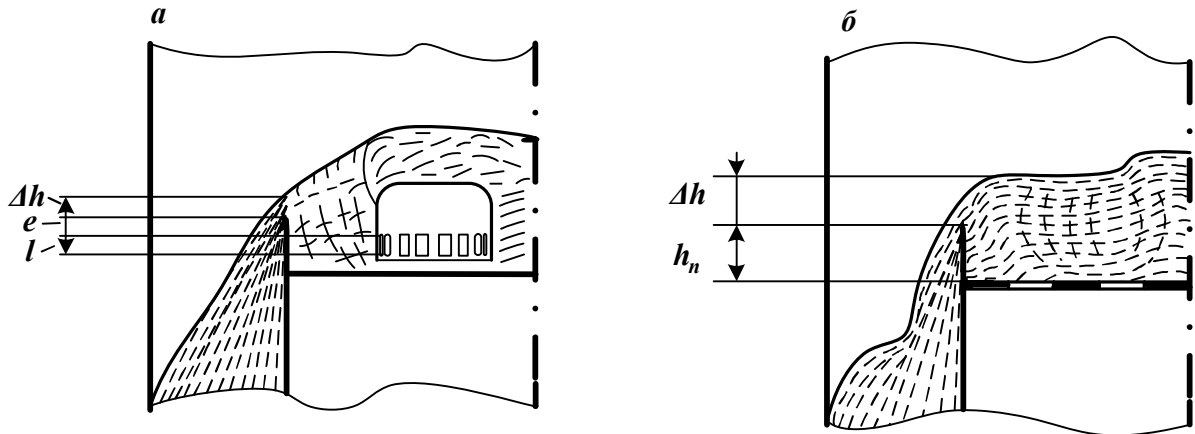


Рис. 1.11. К расчету сопротивления столба жидкости: a – на колпачковой тарелке; b – на ситчатой тарелке

Для ситчатых тарелок Δp может быть рассчитано также по формуле

$$\Delta p = 4,9h \cdot \frac{\rho_{жс}}{\rho} + 22,3 \cdot \frac{\rho_{жс}}{\rho} \left(\frac{L}{\Pi} \right)^{\frac{2}{3}}, \quad (1.127)$$

где Π – смоченный периметр сливной трубы.

Сопротивление орошаемой ситчатой тарелки можно рассчитать по обобщенному уравнению А. А. Носкова и В. Н. Соколова:

$$\Delta p = 0,087 \cdot \omega_n^{1,28} \cdot \sigma^{0,09} \cdot \rho_n^{0,4} \cdot \rho_{жс}^{0,51} \cdot h^{0,18} \left(\frac{L}{G} \right)^n \cdot \left(\frac{d}{\delta} \right)^{0,12}. \quad (1.128)$$

Здесь $n = 0,135$ при $L/G > 5$; $n = 0,3$ при $L/G < 5$; d/δ – отношение диаметра отверстия к толщине тарелки.

Для провальной тарелки

$$p_1 = \left[(1 - f_{ce})^2 + \xi + \frac{4000 \cdot f_{ce} \cdot b \cdot \delta}{\text{Re}^{0,2} \cdot d} \right] \cdot \frac{w_n^2 \rho_n}{2}; \quad (1.129)$$

$$p_2 = 0,43 \cdot h \cdot \rho_{жс} \cdot \left(\frac{L}{G} \right)^{0,325} \cdot \left(\frac{\rho_n}{\rho_{жс}} \right)^{0,18} \cdot \left(\frac{\mu_{жс}}{\mu_n} \right)^{0,0362}. \quad (1.130)$$

После определения гидравлического сопротивления тарелки рекомендуется проверить достаточность принятого расстояния H между тарелками по соотношению

$$H \geq \frac{\Delta p}{\rho_{жс} \cdot g}. \quad (1.131)$$

Сопротивление всех тарелок колонны:

$$\Delta P = \Delta p \cdot n, \quad (1.132)$$

где n – число тарелок.

2 ПРИМЕР РАСЧЕТА НАСАДОЧНОГО АБСОРБЕРА

2.1 Задание на проектирование.

Рассчитать насадочный абсорбер для улавливания аммиака из газовой смеси водой.

Исходные данные:

- количество газовой смеси, поступающей на установку 45000 м³/ч ($V_{zc} = 12,5$ м³/с);
- температура газовой смеси $t_{zc} = 450$ °С;
- начальная объемная концентрация аммиака в газовой фазе $y_n = 12$ %;
- степень извлечения $\varepsilon = 95$ %;
- начальная массовая концентрация аммиака в воде $\bar{x}_n = 0,2$ %;
- степень насыщения воды аммиаком $\eta = 0,75$;
- начальная температура воды, поступающей в абсорбер, $t_{вн} = 15$ °С;
- начальная температура охлаждающей воды $t_{овн} = 15$ °С;
- абсорбер работает под атмосферным давлением;

Схема абсорбционной установки представлена на рис. 2.1. Газ, охлажденный в теплообменнике 9, подается газодувкой 8 в нижнюю часть абсорбера 6, где равномерно распределяется по сечению колонны и поступает на контактные элементы (насадку). Абсорбент подается в верхнюю часть колонны центробежным насосом 4 из сборника 3. В колонне осуществляется противоточное взаимодействие газа и жидкости. Очищенный газ выходит из колонны в атмосферу. Абсорбент стекает через гидрозатвор в сборник 7, откуда насосом 5 направляется на дальнейшую переработку. Для охлаждения газа в холодильник из градирни 2 подается насосом 1 вода, которая после холодильника возвращается на охлаждение в градирню.

Схема автоматизирована. Основными регулируемыми параметрами являются:

- концентрация извлекаемого компонента в газовой смеси на выходе из абсорбера;
- температура газовой смеси, поступающей на абсорбцию;
- уровень жидкости в абсорбере.

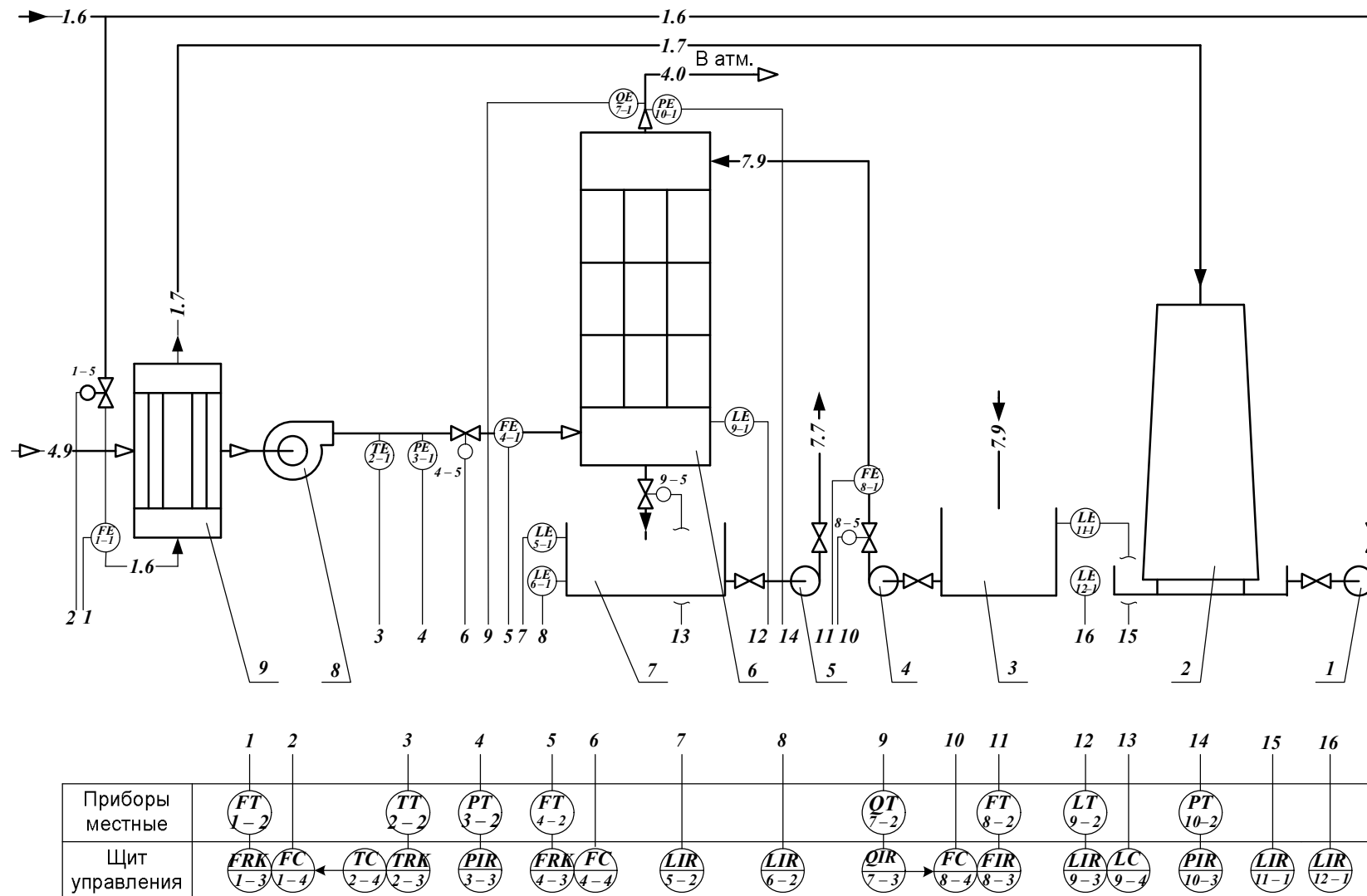


Рис. 2.1. Схема абсорбционной установки.

1, 4, 5 – центробежный насос; 2 – градирня; 3 – сборник исходного раствора; 6 – абсорбционная колонна; 7 – сборник жидкости; 8 – вентилятор; 9 – холодильник газа

Обозначения потоков. 1.6 – обратная вода; 1.7 – нагретая вода; 4.9 – загрязненный газ; 4.0 – очищенный газ; 7.7 – свежий абсорбент; 7.0 – насыщенный абсорбент

В большинстве случаев расход газовой смеси определяется технологическим режимом, т. е. абсорбционная установка должна переработать весь поступающий поток газа. Поэтому, например, при увеличении количества подаваемой в абсорбер газовой смеси возрастет концентрация извлекаемого компонента в газовой смеси на выходе из абсорбера. При помощи регулятора концентрации увеличится подача абсорбента в абсорбер, что обеспечит стабилизацию концентрации компонента в газовой смеси на выходе из абсорбера.

Для улучшения процесса абсорбции поддерживается низкая температура газовой смеси, поступающей в абсорбер, путем изменения расхода охлаждающей воды, подаваемой в холодильник газа 9. Уровень жидкости в колонне стабилизируется путем изменения отбора жидкости из нее. Системой автоматизации предусмотрена стабилизация уровней жидкости в сборниках.

В процессе абсорбции при помощи контрольно-измерительных приборов (КИП) контролируются расходы, температуры, давления технологических потоков.

2.1.1 Материальный баланс.

Количество аммиака переходящего из газовой смеси в поглотитель - воду, определяют из уравнения материального баланса.

Начальные относительные массовые составы газовой и жидкой фаз определяются по формулам

$$\bar{X}_n = \frac{\bar{x}_n}{(100 - \bar{x}_n)} = \frac{0,2}{100 - 0,2} = 0,002 \text{ кг/кг воды}; \quad (2.1)$$

$$\bar{Y}_n = \frac{M_{NH_3}}{M_{возд.}} \cdot \frac{y_n}{(100 - y_n)} = \frac{17}{29} \cdot \frac{12}{100 - 12} = 0,08 \text{ кг/кг воздуха}, \quad (2.2)$$

а концентрация аммиака в газовой смеси на выходе из абсорбера по формуле

$$\bar{Y}_k = \bar{Y}_n \cdot (1 - \varepsilon) = 0,08 \cdot (1 - 0,95) = 0,004 \text{ кг/кг воздуха}. \quad (2.3)$$

Определенная сложность связана с расчетом конечной рабочей концентрации аммиака в жидкости на выходе из абсорбера. Сама по себе расчетная формула простая.

$$X_k = \eta \cdot X_k^*, \quad (2.4)$$

где η – степень насыщения р-ра; X_k^* – концентрация аммиака в абсорбенте (воде) при равновесии с газом, входящим в абсорбер, содержащим \bar{Y}_n аммиака.

Однако входящая в формулу (2.4) равновесная концентрация аммиака X_k^* , необходимая для расчета X_k , находится решением рассмотренной ниже системы уравнений, которая, вследствие определенных математических трудностей не имеет аналитического решения. Приближенное решение легко найти с использованием электронных таблиц. Например, в Microsoft Excel для таких целей служит функция «Подбор параметра».

Ниже рассмотрен один из вариантов приближенного расчета X_k^* , который подходит как для ручного расчета, так и для его выполнения с использованием электронных таблиц. Расчет совмещен с построением линии равновесия. Выполняем его в такой последовательности. Задаваясь рядом значений \bar{X}_k – конечных концентраций аммиака в жидкости, вытекающей из абсорбера, рассчитываем для каждого из них температуру жидкости t_2 по следующей формуле

$$t = t_n + \frac{\Phi}{c_{ж}} (\bar{X} - \bar{X}_n), \quad (2.5)$$

где t_n – начальная температура абсорбента (воды); Φ – интегральная теплота растворения аммиака, кДж/кмоль; $c_{ж}$ – удельная теплоемкость жидкости, кДж/(кг·град).

Затем в литературе [1; 2] находим соответствующие рассчитанной температуре t величины E – коэффициента Генри, либо рассчитываем его по формуле:

$$E = 10^{\frac{11,466 - \frac{1922}{273,16 + t_2}}{}}. \quad (2.6)$$

Далее пересчитываем относительные массовые концентрации \bar{X} в мольные доли x . Для этого используем формулу (1.5), решенную относительно x .

$$x = \frac{M_{H_2O} \cdot \bar{X}}{M_{H_2O} \cdot \bar{X} + M_{NH_3}} \quad (2.7)$$

Равновесное парциальное давление аммиака над его раствором p^* находим по следующему уравнению закона Генри:

$$p^* = E \cdot x \quad (2.8)$$

Полученное значение p^* пересчитываем в равновесную относительную массовую концентрацию аммиака в газе над жидкостью \bar{Y}^* по формуле:

$$\bar{Y}^* = \frac{17}{29} \cdot \frac{p^*}{(1,013 \cdot 10^5 - p^*)} = \frac{0,588 p^*}{1,013 \cdot 10^5 - p^*}, \quad (2.9)$$

где 17 и 29 – мольные массы NH_3 и воздуха, кг/кмоль.

Результаты расчета сведены в табл. 2.1

Анализируя изменение значения \bar{Y}^* в нижней строке табл. 2.1 с увеличением \bar{X} можно видеть, что равновесное давление аммиака над его водным раствором достигает величины равной его концентрации во входящем газе ($\bar{Y}_n = 0,08$ кг/кг воздуха см. формулу (2.2)) при относительной массовой концентраций аммиака в жидкости \bar{X} (верхняя строка табл. 1) большей, чем 0,05, но меньшей, чем 0,06. С приемлемой точностью значение \bar{X} можно оценить методом графической либо линейной интерполяции. В частности, линейная интерполяция дает следующий результат:

Таблица 2.1

Результаты расчета равновесной относительной массовой концентрации аммиака в газе над жидкостью.

\bar{X}	0,002	0,005	0,01	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06
$\bar{x} = \bar{X}/(1 + \bar{X})$	0,0020	0,0050	0,0099	0,0196	0,0291	0,0385	0,0476	0,0566
$x = M_{H_2O} \cdot \bar{X} / (M_{H_2O} \cdot \bar{X} + M_{NH_3})$	0,0021	0,0053	0,0105	0,0207	0,0308	0,0407	0,0504	0,0599
$t = 15 + \frac{2070}{4,19}(\bar{X} - 0,002)$	15,0	16,5	19,0	23,9	28,8	33,8	38,7	43,7
$E = 10^{\frac{11,466 - \frac{1922}{273,16 + t_2}}{}} , \text{ Па}$	62675	67799	77150	99258	126652	160343	201487	251389
$p^* = E \cdot x, \text{ Па}$	132	357	808	2059	3903	6525	10155	15068
$\bar{Y}^* = \frac{0,588 p^*}{1,013 \cdot 10^5 - p^*}$	0,0008	0,0021	0,0047	0,0122	0,0235	0,0404	0,0655	0,1027

$$\bar{X}_k^* = 0,05 + \frac{0,06 - 0,05}{0,1027 - 0,0655}(0,08 - 0,0655) = 0,0539 \quad (2.10)$$

Точное значение, полученное с использованием функции «Подбор параметра» в Microsoft Excel: $\bar{X}_k^* = 0,0544$. Как видно из этого примера, линейная интерполяция дает ошибку всего в 0,9 %, что можно считать вполне удовлетворительным результатом.

При степени насыщения воды аммиаком $\eta = 0,75$, конечная концентрация аммиака в жидкости равна (формула (1.6)):

$$\bar{X}_k = \bar{X}_k^* \cdot \eta = 0,0544 \cdot 0,75 = 0,041 \text{ кг/кг воды} \quad (2.11)$$

Принимаем, что газовая смесь, поступающая на установку из колонны синтеза, перед подачей в колонну абсорбции охлаждается в холодильнике до $t_{2H} = 20^\circ \text{C}$. В этом случае объем газовой смеси, поступающей в абсорбер, в соответствии с законом Клапейрона-Менделеева равен:

$$V_{2H} = \frac{V_{2C} \cdot (t_{2H} + 273)}{(t_{2C} + 273)} = \frac{12,5 \cdot (20 + 273)}{(450 + 273)} = 5,07 \text{ м}^3/\text{с}. \quad (2.12)$$

Количество аммиака, поступающего в колонну:

$$G_{NH_3} = V_{2H} \cdot y_H \cdot \rho_{NH_3} = 5,07 \cdot 0,12 \cdot 0,717 = 0,436 \text{ кг/с} \quad (2.13)$$

где 0,717 – плотность аммиака при 20°C , кг/м^3 .

Количество воздуха, поступающего в колонну:

$$G_{возд} = V_{2H} \cdot (1 - y_H) \cdot \rho_{возд} = 5,07 \cdot 0,88 \cdot 1,2 = 5,354 \text{ кг/с}, \quad (2.14)$$

где $1 - y_H$ – мольная доля воздуха в очищаемом газе; 1,2 – плотность воздуха при 20°C , кг/м^3 ;

Плотность газа, поступающего на абсорбцию (при 20°C):

$$\rho_z = \rho_{\text{возд}} + y_n(\rho_{\text{NH}_3} - \rho_{\text{возд}}) = 1,2 + 0,12(0,717 - 1,2) = 1,14 \text{ кг/м}^3. \quad (2.15)$$

Количество поглощенного аммиака:

$$G'_{\text{NH}_3} = G_{\text{NH}_3} \cdot \varepsilon = 0,436 \cdot 0,95 = 0,414 \text{ кг/с}, \quad (2.16)$$

где ε – степень извлечения NH_3 .

Расход абсорбента (воды) в абсорбер:

$$L = \frac{G'_{\text{NH}_3}}{(\bar{X}_k - \bar{X}_n)} = \frac{0,414}{(0,041 - 0,002)} = 10,35 \text{ кг/с} \quad (2.17)$$

2.1.2 Определение скорости газа и диаметра абсорбера.

Принимаем в качестве насадки керамические кольца Рашига размером 50 x 50 x 5 мм. Характеристика насадки: удельная поверхность $f = 110 \text{ м}^2/\text{м}^3$; свободный объем $V_c = 0,735 \text{ м}^3/\text{м}^3$; эквивалентный диаметр $d_e = 0,027 \text{ м}$.

В качестве предельной скорости газа для насадочных абсорберов обычно выбирают скорость инверсии $\omega_{\text{инв}}$ (затопления насадки, подвисания или захлебывания). В насадочных абсорберах ее можно определить, например, используя формулу (1.28).

$$\lg \left[\frac{\omega_{\text{инв}}^2 \cdot \sigma \cdot \rho_z}{g \cdot V_c^3 \cdot \rho_{\text{ж}}} \cdot \left(\frac{\mu_{\text{ж}}}{\mu} \right)^{0,16} \right] = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_{\text{ж}}} \right)^{0,125}$$

Поскольку абсорбентом является вода при средней температуре близкой к 20 °С, то, следовательно, $\mu_{\text{ж}} \approx \mu$ и отношением этих величин в формуле (1.28) можно пренебречь. После подстановки числовых значений получаем следующее выражение:

$$\lg \left(\frac{\omega_{\text{инв}}^2 \cdot 110 \cdot 1,14}{9,81 \cdot 0,735^3 \cdot 1000} \right) = 0,022 - 1,75 \left(\frac{10,35}{5,354 + 0,436} \right)^{0,25} \cdot \left(\frac{1,14}{1000} \right). \quad (2.18)$$

После соответствующих вычислений получаем: $\lg 0,0322 \omega_{\text{инв}}^2 = -0,845$; или после потенцирования $0,0322 \omega_{\text{инв}}^2 = 10^{-0,845}$. Из этого простого уравнения находим:

$$\omega_{\text{инв}} = 2,1 \text{ м/с} \quad (2.19)$$

Рабочая скорость газа в колонне, согласно формуле (1.26), выбирается в интервале от 0,75 до 0,9 $\omega_{\text{инв}}$. Выбираем величину 0,8. Тогда

$$\omega_z = 2,1 \cdot 0,8 = 1,68 \text{ м/с}. \quad (2.20)$$

Диаметр колонны рассчитывается по формуле (1.33):

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,07}{3,14 \cdot 1,68}} = 1,96 \text{ м}. \quad (2.21)$$

Из стандартного ряда размеров выбираем диаметр обечайки колонны $D_k = 2 \text{ м}$.

Плотность орошения колонны вычисляется по формуле (1.35)

$$U = \frac{10,35 \cdot 3600}{1000 \cdot 0,785 \cdot 2^2} = 11,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}). \quad (2.22)$$

Проверяем условие полноты смачиваемости насадки, которое, как следует из той же формулы (1.35) имеет следующий вид.

$$U \geq U_{onm} = b \cdot f, \quad (2.23)$$

где f – удельная плотность насадки $\text{м}^2/\text{м}^3$; b – коэффициент, который для насадочной колоны при абсорбции аммиака водой $b = 4,38 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Из уравнения (2.23) следует, что

$$U_{onm} = 4,38 \cdot 10^{-5} \cdot 3600 \cdot 110 = 17,38 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч} \quad (2.24)$$

Сравнивая рассчитанные величины U и U_{onm} можно видеть, что условие (2.23) не удовлетворяется и, следовательно, при применении насадки рекомендованной в исходных данных ее поверхность будет смочена не полностью. Для снижения U_{onm} выбираем насадку другого типа (с меньшим свободным объемом и меньшей удельной поверхностью). Принимаем в качестве насадки керамические кольца Рашига размером 80 x 80 x 8 мм со следующей характеристикой: удельная поверхность $f = 80 \text{ м}^2/\text{м}^3$; свободный объем $V_c = 0,72 \text{ м}^3/\text{м}^3$; эквивалентный диаметр $d_e = 0,036 \text{ м}$; масса $1 \text{ м}^3 - 670 \text{ кг}$. Из-за замены насадки придется пересчитать скорость газа и диаметр абсорбера.

Для этой насадки скорость газа при захлебывании определится из соотношения (см. формулу (2.18)):

$$\lg \left[\frac{\omega_{инв}^2 \cdot 80 \cdot 1,14}{9,81 \cdot 0,72^3 \cdot 1000} \right] = -0,845$$

откуда $\omega_{инв} = 2,39 \text{ м/с}$.

Рабочая скорость газа в колонне:

$$\omega_z = \omega_{инв} \cdot 0,8 = 2,39 \cdot 0,8 = 1,91 \text{ м/с}.$$

Диаметр колонны:

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,07}{3,14 \cdot 1,91}} = 1,84 \text{ м}.$$

Из стандартного ряда размеров выбираем стандартный диаметр обечайки абсорбера $D = 2 \text{ м}$. Поскольку в результате пересчета диаметр колонны не изменился, то не изменяется и величина плотности орошения. То есть $U = 11,9 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$.

Оптимальная плотность орошения:

$$U_{onm} = 4,38 \cdot 10^{-5} \cdot 3600 \cdot 80 = 12,61 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$$

К сожалению, замена насадки не привела к желаемому результату. Условие (2.23) по-прежнему не удовлетворено. Величина U хоть и на немного, но меньше U_{onm} и, следовательно, поверхность насадки полностью смочена не будет.

Плотность орошения в этом случае можно увеличить, рассчитав рабочую скорость газа в колонне по соотношению $\omega_z = 0,85 \omega_{инв}$, что допускается согласно формуле (1.26). При увеличении рабочей скорости газа уменьшится расчетный диаметр колонны и увеличится плотность орошения колонны.

Вновь повторяем расчет скорости газа и диаметра аппарата. Рабочая скорость газа в колонне:

$$\omega_p = 2,39 \cdot 0,85 = 2,03 \text{ м/с.}$$

Диаметр колонны:

$$D_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 5,07}{3,14 \cdot 2,03}} = 1,784 \text{ м.}$$

Выбираем стандартный диаметр обечайки колонны $D_k = 1,8 \text{ м.}$

Уточняем скорость газа в колонне по формуле (1.34):

$$\omega_p = \frac{4 \cdot 5,07}{3,14 \cdot 1,8^2} = 2 \text{ м/с} \quad (2.25)$$

По формуле (1.35) пересчитываем плотность орошения колонны для новой скорости газа:

$$U = \frac{10,35 \cdot 3600}{1000 \cdot 0,785 \cdot 1,8^2} = 14,65 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч}) \quad (2.26)$$

Теперь условие (2.23) удовлетворено, так как U больше U_{omm} и, как следствие коэффициент смачиваемости насадки $\Psi = 1$.

2.1.3 Определение высоты насадочной колонны.

Вначале рассчитаем высоту насадки, необходимую для поглощения требуемого количества аммиака из газа. Выбираем метод основанный на применении уравнения массопередачи (уравнение (1.52)). Часть величин, входящих в это уравнение, уже известны. Это массовый расход поглощаемого вещества $M = G'_{NH_3} = 0,414 \text{ кг/с}$ (см. уравнение (2.16)), $f = 80 \text{ м}^2/\text{м}^3$ – свойство выбранной насадки – ее удельная плотность; коэффициент смачиваемости насадки $\Psi = 1$ – результат того, что рассчитанная плотность орошения насадки (см. (2.26)) больше U_{omm} . Величины: Δ_{cp} – средняя движущая сила абсорбции; S – площадь сечения колоны, м^2 ; K – коэффициент массопередачи, $\text{кг}/\text{м}^2 \text{ с}$, – предстоит определить.

Расчет средней движущей силы абсорбции. Движущую силу абсорбции

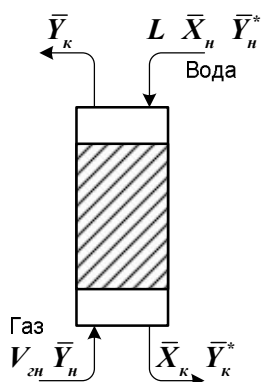


Рис. 2.2. Схема материальных потоков в абсорбере.

будем выражать в единицах относительной массовой концентрации аммиака в газе. Вычислим концевые разности концентраций, то есть движущие силы абсорбции на входе и на выходе газа из насадки. Принятые обозначения концентраций и взаимное движение материальных потоков (газа и жидкости) в абсорбере иллюстрирует рис. 2.2. На нем обозначено: $V_{гн}$ – объемный расход газа на входе в абсорбер, $V_{гн} = 5,07 \text{ м}^3/\text{с}$; L – массовый расход абсорбента (воды) на входе в абсорбер, $L = 10,35 \text{ кг/с}$ (см. формулу (2.17)); $\bar{X}_н$, $\bar{X}_к$ – относительная массовая концентрация

аммиака в абсорбенте на входе и выходе из абсорбера, соответственно, $\bar{X}_n = 0,002$ кг/кг воды (см. формулу (2.1)), $\bar{X}_k = 0,041$ кг/кг воды (см. формулу (2.11)); \bar{Y}_n , \bar{Y}_k – относительная массовая концентрация аммиака в газе, на входе и выходе из абсорбера, соответственно, $\bar{Y}_n = 0,08$ кг/кг воздуха (см. формулу (2.2)), $\bar{Y}_k = 0,004$ кг/кг воздуха (см. формулу (2.3)); \bar{Y}_n^* , \bar{Y}_k^* – относительные массовые концентрации аммиака в газе, находящемся в равновесии с абсорбентом, содержащим \bar{X}_n и \bar{X}_k аммиака, соответственно, $\bar{Y}_n^* = 0,0008$ кг/кг воздуха (см. нижнюю ячейку столбца $\bar{X}_n = 0,02$ табл. 2.1). Что касается величины \bar{Y}_k^* , то ее рассчитываем, задавшись $\bar{X} = \bar{X}_k = 0,041$ и проводя последовательные вычисления по формулам от (2.5) до (2.9). Результат такого расчета $\bar{Y}_k^* = 0,043$ кг/кг воздуха.

При принятых обозначениях движущая сила внизу абсорбера (на входе газа)

$$\Delta \bar{Y}_{\text{низ}} = \bar{Y}_n - \bar{Y}_k^* = 0,08 - 0,044 = 0,035 \text{ кг/кг воздуха,} \quad (2.27)$$

а вверху абсорбера (на выходе газа)

$$\Delta \bar{Y}_{\text{верх}} = \bar{Y}_k - \bar{Y}_n^* = 0,004 - 0,0008 = 0,0032 \text{ кг/кг воздуха.} \quad (2.28)$$

Выбираем формулу для расчета средней движущей силы рассчитывая отношение большей из пары движущих сил внизу и вверху абсорбера к меньшей из них. Так как это отношение равно $\frac{\Delta \bar{Y}_{\text{низ}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{верх}}} = \frac{0,035}{0,0032} = 10,94 > 2$, то среднюю движущую силу определим по формуле (1.24):

$$\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{низ}} - \Delta \bar{Y}_{\text{верх}}}{2,3 \lg \frac{\Delta \bar{Y}_{\text{низ}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{верх}}}} = \frac{0,036 - 0,0032}{2,3 \lg \frac{0,036}{0,0032}} = 0,0136 \text{ кг/кг воздуха.} \quad (2.29)$$

Расчет коэффициента массопередачи. Коэффициент массопередачи, отнесенный к концентрации газа определяется по формуле (1.56), в которую входят коэффициенты массоотдачи в газе и жидкости. Начнем с их расчета.

Расчет коэффициента массоотдачи в газе. Для определения коэффициентов массоотдачи необходимо предварительно рассчитать ряд величин.

а) Мольная масса газовой фазы:

$$M_z = y_n M_{\text{NH}_3} + (1 - y_n) M_{\text{возд}} = 0,12 \cdot 17 + 0,88 \cdot 29 = 27,56 \text{ кг/кмоль,} \quad (2.30)$$

где 17 и 29 – мольная масса соответственно аммиака и воздуха, кг/кмоль.

б) Вязкость газовой смеси μ_z рассчитываем по формуле:

$$\frac{M_z}{\mu_z} = \frac{y_{\text{NH}_3} M_{\text{NH}_3}}{\mu_{\text{NH}_3}} + \frac{y_{\text{возд}} M_{\text{возд}}}{\mu_{\text{возд}}} = \frac{27,56}{\mu_z} = \frac{0,12 \cdot 17}{0,104 \cdot 10^{-3}} + \frac{0,88 \cdot 29}{0,018 \cdot 10^{-3}} \quad (2.31)$$

откуда $\mu_z = 0,017 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$

Здесь $0,104 \cdot 10^{-3}$ и $0,018 \cdot 10^{-3}$ – динамические коэффициенты вязкости аммиака и воздуха, соответственно, при $t = 20$ °С, Па·с.

в) Коэффициент диффузии NH_3 в воздухе приводится в справочной литературе измеренным при температуре 0 °С и давлении 101,3 кПа и составляет $D_0 = 0,198 \cdot 10^{-4}$ м/с. Пересчет к условиям в газе, поступающем в абсорбер (20 °С и атмосферное давление), производится по формуле:

$$D_z = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{273 + t_{zh}}{273} \right)^{3/2}, \quad (2.32)$$

где P_0 и P – давления, при которых производилось измерение и давление в абсорбере.

Поскольку в нашем случае $P_0 = P$ их отношение равное 1 в формуле (2.32) можно опустить и коэффициент диффузии NH_3 в воздухе при 20 °С составит:

$$D_z = 0,198 \cdot 10^{-4} \left(\frac{273 + 20}{273} \right)^{3/2} = 0,22 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}, \quad (2.33)$$

г) Критерий Рейнольдса для газа рассчитывают по любой из формул (1.68) или (1.69):

$$\text{Re}_z = \frac{4\omega_z \cdot \rho_z}{f \cdot \mu_z} = \frac{4 \cdot 2 \cdot 1,14}{80 \cdot 0,017 \cdot 10^{-3}} = 6706, \quad (2.34)$$

то есть режим движения газа турбулентный, а величина Re_z находится в пределах применимости уравнения (1.70) для нахождения коэффициента C уравнения (1.67), по которому рассчитывается коэффициент массоотдачи в газе.

д) Коэффициент C (по уравнению (1.70))

$$C = 0,167 (l/d_z)^{-0,47} = 0,167 \cdot \left(\frac{0,08}{0,036} \right)^{-0,47} = 0,115, \quad (2.35)$$

где l – высота одного элемента насадки (кольца Рашига)

е) Критерий Прандтля:

$$\text{Pr}_z = \frac{\mu_z}{\rho_z D_z} = \frac{0,017 \cdot 10^{-3}}{(1,14 \cdot 0,22 \cdot 10^{-4})} = 0,68. \quad (2.36)$$

Коэффициент массоотдачи в газовой фазе для регулярных насадок определяется по формуле (1.67):

$$\beta_y = C \frac{D_y}{d_z} \text{Re}_z^m (\text{Pr}_z)^{0,33}$$

где величина коэффициента m для регулярной насадки равна 0,74.

$$\beta_y = 0,115 \frac{0,22 \cdot 10^{-4}}{0,036} 6706^{0,74} \cdot 0,68^{0,33} = 0,042 \text{ м/с}. \quad (2.37)$$

Формула (1.67) получена в исследованиях при которых концентрация измерялась в кг/м³. В нашем же расчете концентрация выражается в относитель-

ных массовых единицах кг/кг воздуха. Поэтому выразим β_y в выбранной для расчета размерности:

$$\beta_y = 0,042 \cdot \rho_z = 0,042 \cdot 1,14 = 0,048 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}). \quad (2.38)$$

Расчет коэффициента массоотдачи в жидкой фазе. Вычислим значение следующих величин.

а) приведенная толщина стекающей пленки жидкости δ_{np} (формула (1.94)):

$$\delta_{np} = \left(\frac{\mu_{жс}^2}{g \rho_{жс}^2} \right)^{0,33} = \left[\frac{(1 \cdot 10^{-3})^2}{9,81 \cdot 1000^2} \right]^{0,33} = 0,47 \cdot 10^{-4} \text{ м}; \quad (2.39)$$

б) модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке пленки жидкости (формула (1.91)):

$$\text{Re}_{жс} = \frac{4U\rho_x}{f\mu_x 3600} = \frac{4 \cdot 14,65 \cdot 1000}{80 \cdot 1 \cdot 10^{-3} \cdot 3600} = 203,5 \quad (2.40)$$

где 3600 – число секунд в часе, коэффициент пересчета величины плотности орошения U из несистемных единиц ($\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$), в которых эта величина посчитана по формуле (2.26), в системные: $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$.

а) диффузионный критерий Прандтля для жидкости (формула (1.93)):

$$\text{Pr}'_{жс} = \frac{\mu_{жс}}{\rho_{жс} D_{жс}} = \frac{1 \cdot 10^{-3}}{(1000 \cdot 0,00183 \cdot 10^{-6})} = 546 \quad (2.41)$$

где коэффициент диффузии аммиака в воде $D_{жс} = 0,00183 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ [1, с. 825].

Коэффициент массоотдачи в жидкой фазе $\beta_{жс}$ находим из уравнения (1.61):

$$\beta_x = A \frac{D_x}{\delta_{np}} \text{Re}_x^m (\text{Pr}'_x)^n$$

$A = 0,0021$, $m = 0,77$, $n = 0,5$ – коэффициенты находим по справочной литературе.

$$\beta_x = 0,0021 \cdot \frac{0,00183 \cdot 10^{-6}}{0,47 \cdot 10^{-4}} \cdot 203,5^{0,77} \cdot 546^{0,5} = 1,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}/\text{с}. \quad (2.42)$$

Формула (1.61) получена в исследованиях, при которых концентрация измерялась в $\text{кг}/\text{м}^3$. В нашем же расчете концентрация выражается в относительных массовых единицах кг/кг воды. Поэтому выразим β_x в выбранной для расчета размерности, т.е. в $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$

$$\beta_{жс} = 1,15 \cdot 10^{-4} \cdot \rho_{жс} = 1,15 \cdot 10^{-4} \cdot 1000 = 0,115 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}). \quad (2.43)$$

Находим коэффициент массопередачи по газовой фазе K_y по уравнению (1.56): $\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}$ из которого следует, что:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} = \frac{1}{\left(\frac{1}{0,048} + \frac{1,05}{0,115}\right)} = 0,0333 \text{ кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с}), \quad (2.44)$$

где m – тангенс угла наклона кривой равновесия, который рекомендуется выбрать исходя из соотношения по данным табл. 2.1 на выходе жидкости из колонны. В нашем случае $m = \frac{\bar{Y}_k^*}{\bar{X}_k} = \frac{0,043}{0,041} = 1,05$.

Площадь поверхности массопередачи в абсорбере по уравнению (1.50) равна:

$$F = \frac{M}{K \cdot \Delta_{cp}} = \frac{0,414}{0,0333 \cdot 0,0136} = 914 \text{ м}^2. \quad (2.45)$$

Напомним, что в нашем расчете M_2 – это количество поглощенного аммиака, то есть $M = G'_{NH_3}$, а Δ_{cp} – средняя движущая сила абсорбции и согласно (2.29) $\Delta_{cp} = \Delta \bar{Y}_{cp} = 0,0136 \text{ кг}/\text{кг}$ воздуха

Высоту насадки, требуемую для создания этой площади поверхности массопередачи, рассчитываем по формуле (1.51), решенной относительно H_H :

$$H_H = \frac{F}{S \cdot f \cdot \Psi} = \frac{914}{80 \cdot 2,54 \cdot 1} = 4,5 \text{ м}, \quad (2.46)$$

где f – удельная поверхность насадки (см. характеристику насадки); Ψ – коэффициент смачивания; S – площадь поперечного сечения колонны, которая рассчитывается по известной из школьного курса геометрии формуле:

$$S = \frac{\pi D_k^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 1,8^2}{4} = 2,54 \text{ м}, \quad (2.47)$$

где D_k – диаметр колонны.

Расчет высоты абсорбера по числу единиц переноса. В высоту насадки можно определить по уравнению (1.77). Число единиц переноса находим графическим методом, как это описано в подпункте 1.5.2.2 на стр. 23. Соответствующие построения приведены на рис. 2.3.

Для определения высоты единицы переноса (формула (1.78)) определяем:
а) высоту единицы переноса для газовой фазы (формула (1.88))

$$h_z = \frac{\alpha \cdot V_c}{f \cdot \Psi} \cdot \text{Re}_y^{0,25} \cdot \text{Pr}_y'^{\frac{2}{3}} = \frac{8,13 \cdot 0,72}{1 \cdot 80} \cdot 6706^{0,25} \cdot 0,68^{0,67} = 0,514 \text{ м} \quad (2.48)$$

где $a = 8,13$ – коэффициент, зависящий от вида насадки [4, с. 612]; $\Psi = 1$ – коэффициент смачиваемости насадки; V_c – удельный объем насадки равный $0,72 \text{ м}^3/\text{м}^3$ (см. характеристику выбранной насадки).

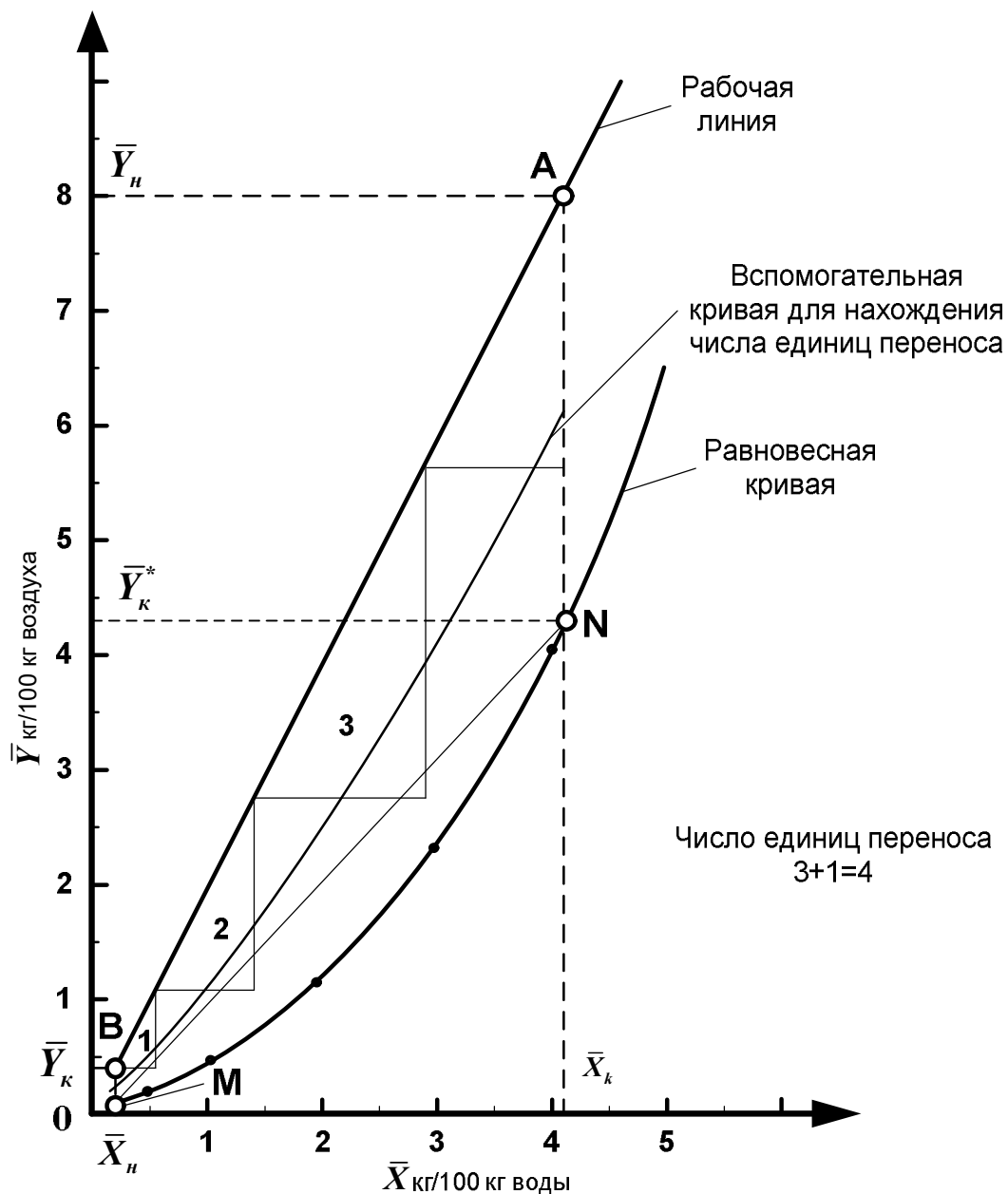


Рис. 2.3. Определение числа единиц переноса графическим методом (к расчету насадочного абсорбера)

б) высоту единицы переноса для жидкой фазы (формула (1.89))

$$h_{жс} = 119 \delta_{np} \cdot \text{Re}_x^{0.25} \text{Pr}_x'^{0.5} = 119 \cdot 0,47 \cdot 10^{-4} \cdot 203,5^{0.25} \cdot 546^{0.5} = 0,494 \text{ м}; \quad (2.49)$$

в) удельный расход поглотителя

$$l = \frac{L}{G} = \frac{10,35}{5,354} = 1,933 \text{ кг/кг}; \quad (2.50)$$

г) средний наклон линии равновесия определяем как наклон хорды, проведенной через точки M и N (см. рис. 2.3), ограничивающие рабочий участок линии равновесия:

$$k = \frac{\bar{Y}_1^* - \bar{Y}_2^*}{\bar{X}_1 - \bar{X}_2} = \frac{0,044 - 0,0008}{0,042 - 0,002} = 1,08, \quad (2.51)$$

д) высота единицы переноса рассчитывается по уравнению (1.85):

$$h = h_z + \frac{k}{l} h_{жс} = 0,514 + \frac{1,08}{1,933} \cdot 0,494 = 0,79 \text{ м.} \quad (2.52)$$

Теперь, рассчитав высоту единицы переноса h и найдя по рис. 2.3 число единиц переноса n , требуемое для достижения необходимой степени извлечения аммиака, можно рассчитать высоту насадки (уравнение (1.77):

$$H = n \cdot h = 4 \cdot 0,79 = 3,16 \text{ м} \quad (2.53)$$

С запасом 25 % принимаем

$$H = 1,25 \cdot 3,16 = 3,95 \text{ м.} \quad (2.54)$$

Принимаем высоту насадки $H = 4,5$ м, как большую величину, полученную двумя способами.

Для того, чтобы оценить высоту всей абсорбционной колонны, к высоте насадки необходимо добавить высоту верхней части, где расположен сепаратор брызг и распределительное устройство для жидкости, и основания колонны, где располагается устройство для ввода и распределения газа. Обычно высота этих участков принимается по конструктивным соображениям. Принимаем расстояние от слоя насадки до крышки абсорбера $h_1 = 1,2$ м, расстояние от насадки до днища абсорбера $h_2 = 2,7$ м. В результате полная высота колонны составит:

$$H_{\text{полн}} = H + h_1 + h_2 = 3,95 + 1,2 + 2,7 = 7,85 \text{ м} \quad (2.55)$$

2.1.4 Расчет гидравлического сопротивления насадки.

Критерий Рейнольдса для газа $Re_z = 6706$ (см. формулу (2.34)). Так как $Re_z > 40$, коэффициент сопротивления сухой насадки определяется по формуле (1.113):

$$\lambda = \frac{16}{Re_z^{0,2}} = \frac{16}{6706^{0,2}} = 2,75 \quad (2.56)$$

Сопротивление сухой насадки рассчитывается по формуле (1.108):

$$\Delta p_{\text{сх}} = \frac{\lambda \cdot H}{d_s} \cdot \frac{\omega_z^2 \cdot \rho_z}{2} = \frac{2,75 \cdot 4,5}{0,036} \cdot \frac{2^2 \cdot 1,14}{2} = 3135 \text{ Па,} \quad (2.57)$$

где d_s – эквивалентный диаметр насадки; В нашем случае эта величина приведена в характеристике насадки (см. п. 1.5.1). Если этот параметр неизвестен, то его можно рассчитать по формуле $d_s = 4V_c / f$, где V_c – свободный объем; f – удельная поверхность насадки.

При плотности орошения $U = \frac{14,65}{3600} = 0,0041 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ гидравлическое сопротивление орошаемой насадки Δp_{op} рассчитывают по формуле (1.117):

$$\Delta p_{op} = \Delta p_{сух} \cdot 10^{bU} = 3135 \cdot 10^{169 \cdot 0,0041} = 15457 \text{ Па}, \quad (2.58)$$

где $b=169$ (находится по справочной литературе)

Давление, развиваемое газодувкой, подающей газ в абсорбер должно быть несколько больше гидравлического сопротивления:

$$P_{изб} = p_{op} \cdot 1,05 = 15457 \cdot 1,05 = 16230 \text{ Па}, \quad (2.59)$$

где 1,05 – коэффициент, учитывающий потери давления, при входе газового потока в колонну и в насадку, при выходе газового потока из насадки и колонны, в подводящих газопроводах.

Рассчитанный насадочный абсорбер представлен на рис. 2.4

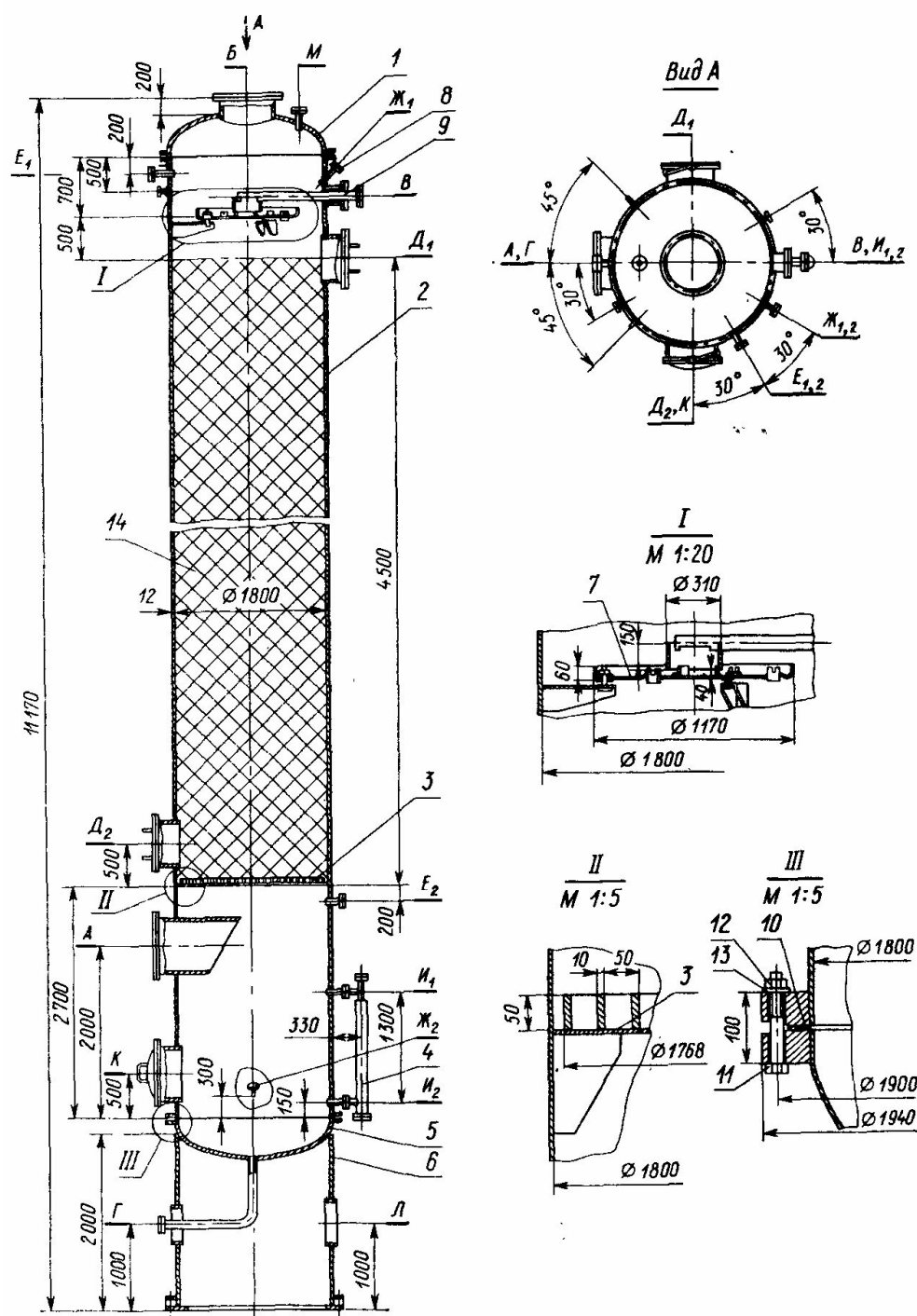


Рис. 2.4. Абсорбционная колонна;

1 — крышка, 2 — корпус, 3 — решетка, 4 — указатель уровня, 5 — днище, 6 — опора, 7 — насадочная тарелка, 8 — гильза термометра, 9 — патрубок ввода жидкости, 10 — прокладка, 11 — болт, 12 — гайка, 13 — шайба, 14 — насадка.

В насадочных колоннах устанавливаются тарелки ТСН-3, предназначенные для питания колонного аппарата, и ТСН-2 предназначенные для перераспределения жидкости по высоте колонного аппарата, при наличии нескольких слоев насадки. Конструкции насадочных тарелок приведены на рис. 2.5 и рис. 2.6.

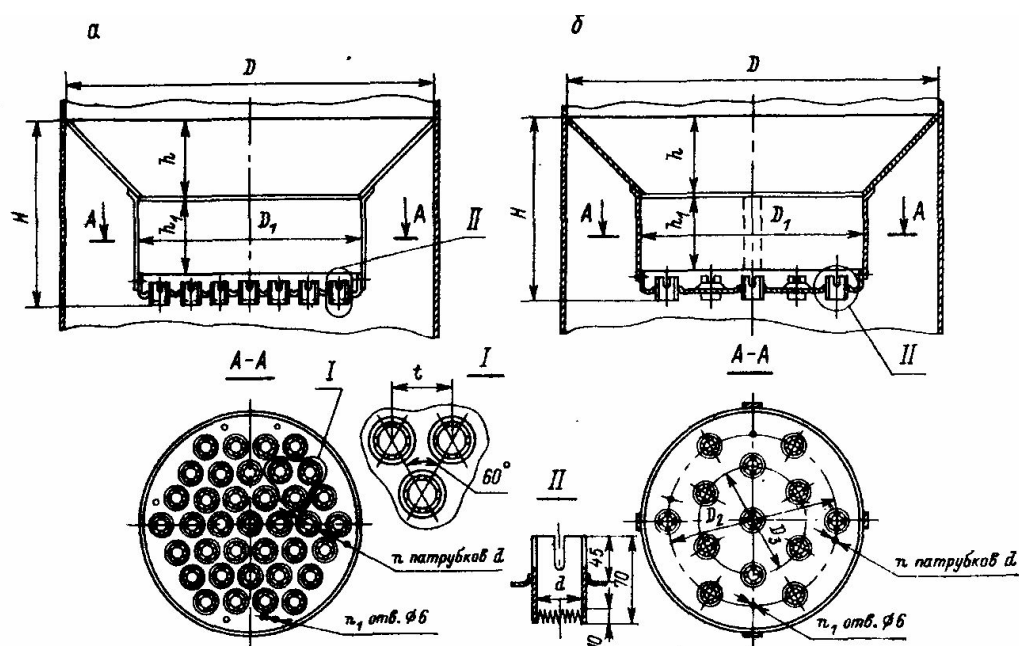


Рис. 2.5. Тарелка перераспределительная — ТСН-2;

a — диаметр от 1000 до 2800 мм, *б* — диаметр от 400 до 800 мм

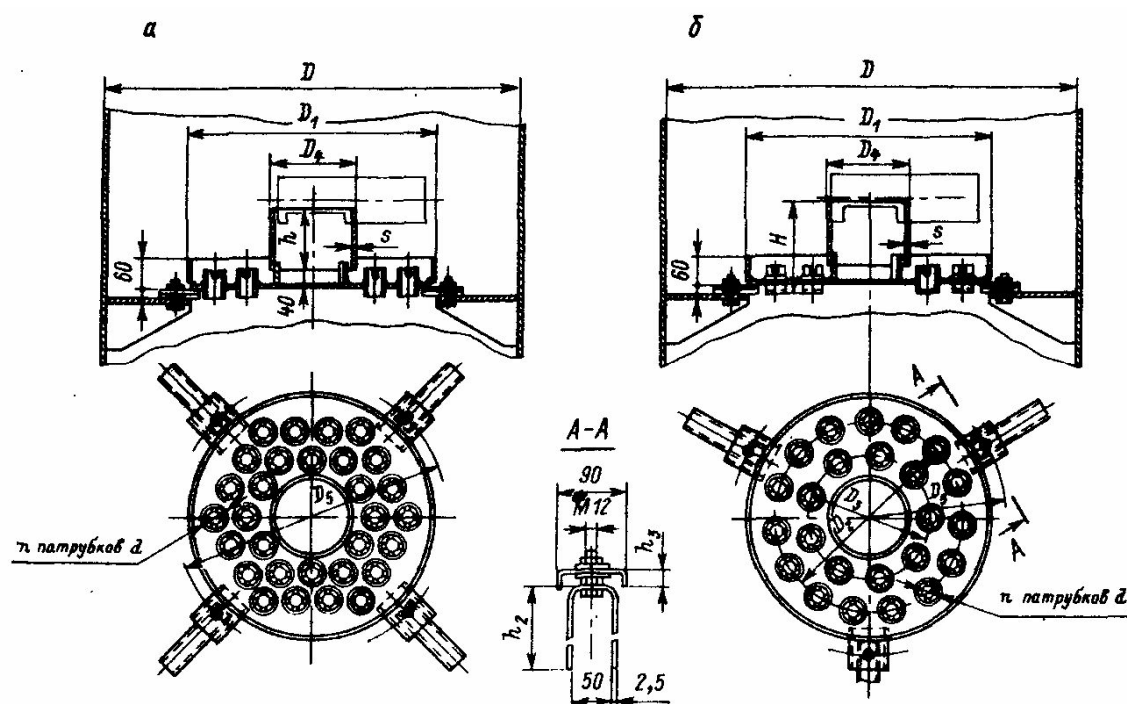


Рис. 2.6. Тарелка распределительная — ТСН-3;

a — диаметр от 1000 до 2800 мм, *б* — диаметр от 600 до 800 мм

2.2 Варианты заданий для расчета абсорбционной установки

Рассчитать и спроектировать абсорбционную установку непрерывного действия. При проектировании необходимо выбрать подходящий поглотитель, а также предусмотреть (рассчитать и подобрать) насос для подачи поглотителя, вентилятор или газодувку для подачи газовой (паровой) смеси, теплообменник и другое необходимое оборудование.

Условия работы абсорбера.

Если в задании не указано иное, принять, что газ, подаваемый в абсорбер, имеет температуру 25 °С, представляет собой смесь поглощаемого компонента (указан в задании) и инертного газа – воздуха и процесс протекает под атмосферным давлением. Остальные данные, необходимые для расчета, приведены в табл. 2.2.

Таблица 2.2

Исходные данные для расчета абсорбционной установки

Обозначения	Шифр работы									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Поглощаемое вещество	1	1	1	1	2	2	2	2	2	3
Тип колонны	2	3	4	5	1	2	3	4	5	1
V	5	8	10	6	12	9	7	11	13	10
y	12	10	14	8	14	11	9	13	10	12
ε	95	94	96	96	94	95	97	94	92	95
\bar{x}	0	0,12	0,15	0,2	0	0,14	0,16	0,18	0	0,2
η	0,75	0,78	0,80	0,76	0,77	0,72	0,74	0,82	0,79	0,80
$t_{вн}$	18	20	22	21	19	16	20	22	17	20
$t_{п}$	20	18	15	22	16	28	22	20	15	16

Продолжение табл. 1.3.

Обозначения	Шифр работы									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Поглощаемое вещество	3	3	3	3	4	4	4	4	4	5
Тип колонны	2	3	4	5	1	2	3	4	5	1
V	5	8	10	6	12	9	7	11	13	10
y	12	10	14	8	3	7	6	5	3	12
ε	95	94	96	96	94	95	97	94	92	95
\bar{x}	0	0,12	0,15	0,2	0	0,14	0,16	0,18	0	0,2
η	0,75	0,78	0,80	0,76	0,77	0,72	0,74	0,82	0,79	0,80
$t_{вн}$	18	20	22	21	19	16	20	22	17	20
$t_{п}$	20	18	15	22	16	28	22	20	15	16

В табл. 2.2 приняты следующие обозначения.

Поглощаемое вещество:

- 1 – аммиак при температуре 450 °С;
- 2 – сернистый ангидрид при температуре 480 °С;
- 3 – диоксид углерода при температуре 400 °С и давлении 0,6 МПа;
- 4 – пары этилового спирта;
- 5 – пары ацетона.

Тип колонны:

- 1 – насадочная (тип насадки выбирается в зависимости от свойств среды);

- 2 – с колпачковыми тарелками;
- 3 – с клапанными тарелками;
- 4 – с ситчатыми тарелками;
- 5 – с решетчатыми (провальными) тарелками.

Обозначения исходных данных (табл. 2.2):

- V – количество газовой смеси (пара), поступающей на установку, м³/с;
 y – начальная объемная доля поглощаемого вещества в газовой смеси, %;
 ε – степень извлечения, %;
 \bar{x} – начальная массовая доля абсорбируемого вещества в поглотителе (воде), %;
 η – степень насыщения поглотителя (воды) газом или паром;
 $t_{\text{вн}}$ начальная температура охлаждающей воды, поступающей в холодильник, °С;
 $t_{\text{п}}$ – температура поглотителя (воды), °С.

ЛИТЕРАТУРА

1. **Павлов К.Ф.** Примеры и задачи по курсу процессы и аппараты химической технологии. / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – Л.: Химия, 1987.– 576 с.
2. **Рамм В.М.** Абсорбция газов.– М.: Химия, 1976.– 655 с.
3. **Лашинский А.А.** Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. / А.А. Лашинский, А.Р. Толчинский.– Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.
4. **Плановский А.Н.** Процессы и аппараты химической технологии./ А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Каган.– М.: Химия, 1968.– 847 с.
5. **Касаткин А.Г.** Основные процессы и аппараты химической технологии.– М.: Химия, 1973.– 754 с.
6. **Ветошкин А.Г.** Защита атмосферы от газообразных выбросов. Учебное пособие по проектированию. – М.: Химия, 2004. –254 с.
7. **Тимонин А.С.** Основы конструирования и расчеты химико-технологического и природоохранного оборудования: справочник / А.С. Тимонин. – Калуга: Изд. Н. Бочкаревой, 2002. –Т.1. – 852с.; Т.2. –1028с.; Т.3. – 968 с.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	5
1 Методика расчета абсорбционного аппарата	6
1.1 Общие сведения	6
1.2 Схема расчета абсорбера	7
1.3 Расчет материального и теплового баланса	7
1.3.1. Материальный баланс	7
1.3.2. Тепловой баланс	10
1.4 Предварительные графические построения и расчеты	11
1.4.1 Построение рабочей линии, кривой равновесия теоретических тарелок	11
1.4.2 Определение движущей силы процесса абсорбции	12
1.5 Расчеты основных технологических и конструктивных параметров абсорбера	13
1.5.1 Расчет скорости и диаметра абсорбера	13
1.5.2 Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера	18
1.6 Гидравлический расчет абсорберов	30
1.6.1 Гидравлическое сопротивление насадочных колонн.	30
1.6.2 Гидравлическое сопротивление тарельчатых колонн	31
2 Пример расчета насадочного абсорбера	35
2.1 Задание на проектирование.	35
2.1.1 Материальный баланс.	37
2.1.2 Определение скорости газа и диаметра абсорбера.	40
2.1.3 Определение высоты насадочной колонны.	42
2.1.4 Расчет гидравлического сопротивления насадки.	48
2.2 Варианты заданий для расчета абсорбционной установки	51
Литература.....	53

Навчальне видання

Методичні вказівки до виконання розрахункової роботи «Розрахунок абсорбційної установки» по дисципліні «Обладнання і основи проектування екологічно безпечних виробництв з використанням САПР» для студентів спеціальності 101 Екологія, спеціалізація 101.01 Інженерна екологія

Укладачі: ЦЕЙТЛІН Мусій Абрамович
РАЙКО Валентина Федорівна
ШЕСТОПАЛОВ Олексій Валерійович

Роботу до видання рекомендувала проф. Самойленко Н.М.
Відповідальний за випуск проф. Шапорев В.П.

В авторській редакції

План 2017, поз 7

Підп. до друку	Формат 60 x 84 1/16	Папір офсетний
Друк – ризографія	Гарнітура Таймс	Ум. друк. арк.
Тираж 50 екз.	Зам. №	
Ціна договірна		

Видавничий центр НТУ «ХПІ» 61002, Харків, вул. Кирпичова, 2
Свідоцтво про державну реєстрацію ДК 5478 від 21.08.2017р.

Друкарня НТУ «ХПІ» 61002, Харків, вул. Кирпичова, 2